Die Kraft- und Wärmewirtschaft einer Zellulosefabrik

Von der Technischen Hochschule zu Breslau zur Erlangung der Würde eines Doktor-Ingenieurs genehmigte

Dissertation

Vorgelegt von

Dipl. Ing. Carlos Schröder
aus Bad Oldesloe

Referenten: Professor Dr. Ing. Baer
Professor Lotter

Tag der mündlichen Prüfung: 10. Dezember 1930

Die Kraft- und Wärmewirtschaft einer Zellulosefabrik

Von der Technischen Hochschule zu Breslau zur Erlangung der Würde eines Doktor-Ingenieurs genehmigte

Dissertation

Vorgelegt von

Dipl. Ing. Carlos Schröder

aus Bad Oldesloe

Referenten: Professor Dr. Ing. Baer
Professor Lotter

Tag der mündlichen Prüfung: 10. Dezember 1930

*240857

R. UNIV.
BIBLIOTHEEK
LEIDEN

Gedruckt bei Julius Kittls Nachf., Keller & Co.,
Mährisch-Ostrau.

Meiner Frau und meinen Eltern
gewidmet

Die Kraft- und Wärmewirtschaft einer Zellulosefabrik

Digitized by the Internet Archive
in 2026

https://archive.org/details/IA41546319_0084

INHALTSVERZEICHNIS

Einleitung: Seite
Allgemeine Beschreibung des Betriebes . . . 9—15

I. Kraftmessungen:

A. Messungen in der Kraftzentrale . . 16—23
B. Messungen in der Verdampfstation . 23—24
C. Messungen an den Antrieben der Zellulosemaschinen . . . . . 25—26
Zusammenstellung d. Kraftverbrauches 26—28

II. Wärmemessungen:

Allgemeines 29
A. Messungen in der Kocherei . . . . 29—34
B. Messungen in der Bleicherei . . . . 34—38
C. Messungen an d. Zellulosemaschinen 38—47
D. Messungen in der Kraftzentrale . . 47—49
E. Messungen in der Verdampfstation . 50—58
F. Messungen im Kesselhaus 58
G. Heizversuch . . . . . 58—60

III. Kontrolle der Wärmemessungen:

1. Abdampf der Zwillings-Gegendruck-Maschine 61
2. Abdampf der Sulzer- und Görlitzer Maschine 61
3. Dampfzusatzmenge in den Dampfsammler 62
4. Kontrollrechnung 62
5. Gesamtdampfverbrauch 63

IV. Graphische Darstellung der Wärmewirtschaft . . . . . 64—68

V. Neu-Anlage 69
Allgemeines . . . . . 69—72
Erster Umbau 72
Zweiter Umbau 73

Seite

VI. Dampfverbrauch in der Neu-Anlage nach dem ersten Umbau.

Entwicklung der End-Diagramme . . . 74—76
Das Integral-Diagramm . . . . . 77—79

VII. Dampfverbrauch der Neu-Anlage nach dem zweiten Umbau.

Entwicklung der End-Diagramme . . . 80—81
Das Integral-Diagramm . . . . . 81—82

VIII. Berechnung der Wärme- u. Kraftkosten.

A. Alte Anlage 83
B. Neu-Anlage . . . . . 84—85

IX. Berechnung der Kosten für Amortisation, Verzinsung und Löhne.

A. Alte Anlage . . . . . 86—88
B. Neue Anlage . . . . . 88—90

X. Vergleiche zwischen alter und neuer Anlage . . . . . 91—92

Während meiner Tätigkeit wurde mir die Aufgabe gestellt, einen älteren Zellulosebetrieb auf seine Wärme- und Kraftwirtschaft hin zu untersuchen und Vorschläge zur Rentabilisierung und Modernisierung des Betriebes zu machen.

Die zellstoff-technische Leistungsfähigkeit belief sich auf ca. 60.000 kg gebleichten Zellstoff pro 24 Stunden. Langsam durch jahrzehntelanges Arbeiten hatte der Betrieb sich zu seiner jetzigen Größe entwickelt. Schon aus der beigefügten Situationsskizze der alten Fabrik Abb. 1 kann ohne Schwierigkeiten diese Entwicklung erkannt werden.

Die Kocherei bestand zunächst aus zwei Stehkochern à 70 m^3 und 1 Rotationskocher von 75 m^3 Inhalt. Erst viel später wurden in einer neuen Kocherei 2 weitere Rotationskocher à 75 m^3 zur Aufstellung gebracht. Die neue Kocherei ist dann in den letzten Jahren nochmals erweitert durch Aufstellung von 2 modernen Stehkochern zu je 200 m^3 Kocherinhalt.

In der Bleicherei ist die Entwicklung eine ähnliche gewesen. Infolge des geringen Inhaltes der ersten Kocher war auch der Inhalt der zugehörigen Holländer klein, erst mit wachsendem Kocherinhalt entstanden auch die modernen Großraum-Holländer.

In der Zellulose-Maschinenabteilung wurden allerdings von vorneherein verhältnismäßig große Einheiten aufgestellt. Doch ist aus den nachfolgenden Wärmemessungen zu ersehen, daß auch diese gegenüber der später errichteten einen großen Unterschied im Wärmeverbrauch aufweisen.

Im Kesselhaus befinden sich 7 Tischbein-Kessel à 200 m^2 Hfl., 4 Flammrohrkessel à 90 m^2 Hfl., 1 Garbe-Kessel 320 m^2 Hfl. und 1 Garbe-Kessel 350 m^2 Hfl. Die Tischbein- und Flammrohr-Kessel sind zusammengeschaltet und liefern den Heizdampf für die Fabrikation, während die Garbe-Kessel die Dampfversorgung der Kraftmaschinen decken. Ferner befindet sich im Betrieb noch 1 kleines Kesselhaus mit 3 Großwasserraumkesseln à 110 m^2 Hfl. In diesen wird der Dampf erzeugt, der für die Ablaugen-Eindampfstation benötigt wird. Da im kleinen Kesselhaus je-

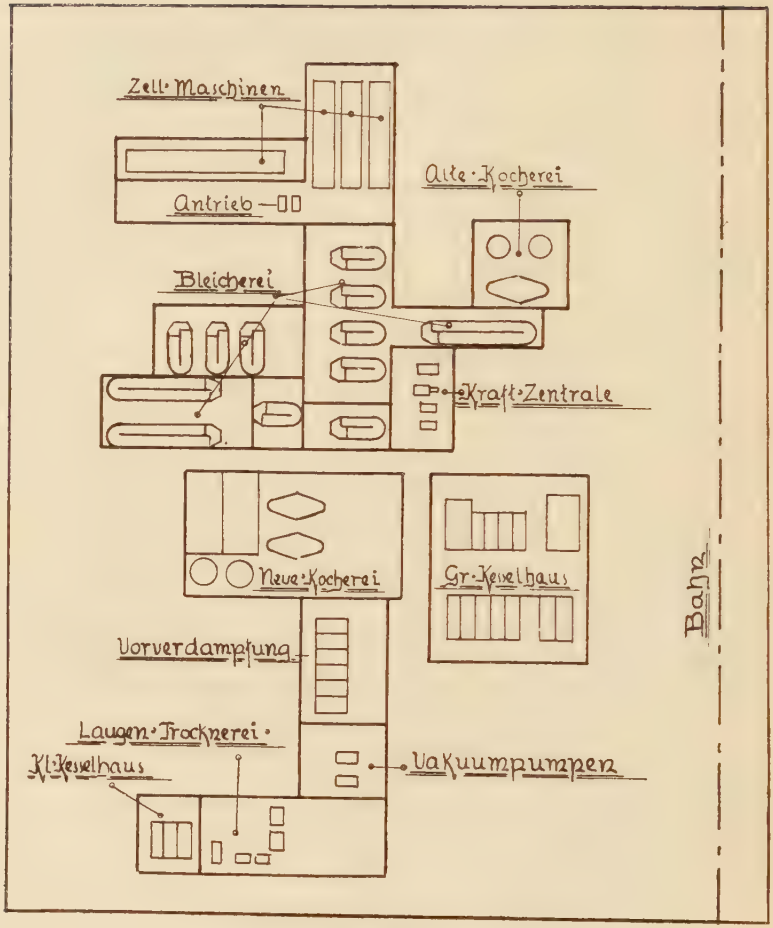


Abb. 1

doch ausschließlich mit Holzspänen geheizt wurde, so reichte der erzeugte Dampf für die Versorgung der Eindampfstation nicht aus und wurde von den Tischbein-Kesseln stets ein Dampfzuschuß in die Eindampfstation geleitet.

Die Kraftversorgung des Werkes geschieht von 3 Punkten aus. Als Uebertragungsorgane arbeiten

fast ausschließlich Transmissionen und nur ein verhältnismäßig kleiner Teil wird elektrisch übertragen.

In der Kraftzentrale arbeiten eine 600 PS Triplex-Kondensationsmaschine zusammen mit einer 400 PS Zwillings-Gegendruckmaschine auf eine Transmission. Sie geben ihre Energie ab an die Holzputzerei, Hauptwasserpumpe, Bleicherei, Kocherei und Aufbereitung. Von ihnen werde ferner 1 Gleichstrom-Generator 100 kW und 1 Drehstrom-Generator 180 KVA angetrieben. Außer diesen Kraftmaschinen befinden sich noch 2 kleine, etwa 100 PS starke Gegendruckmaschinen in der Zellulose-Maschinenabteilung. Sie arbeiten auf getrennte Transmissionsstränge, an denen die Zellulosemaschinen mit den dazu gehörigen Pumpen und Sortiertrommeln hängen. Der dritte Punkt der Kraftversorgung befindet sich in der Ablaugen-Eindampfstation. Die hier befindlichen Vakuum-Pumpen sind mit je einer Gegendruckmaschine von ca. 50 PS gekuppelt. Diese Maschinen geben außerdem eine Teillast an 2 separate Transmissionen, von denen die eine die Pumpen der Säureabteilung, die andere die Rührwerke der Kiesrösterei und Trockentrommeln der Ablaugen-Trocknerei antreibt.

Nicht unerwähnt soll an dieser Stelle bleiben, daß in der angeführten Situationsskizze der Uebersicht halber nur die Hauptabteilungen eingetragen sind, sämtliche Unterabteilungen aber fortblieben.

Welchen Einfluß die durch die jahrzehntelange Entwicklung hervorgerufene Dezentralisation auf die Fabrikation hat, soll hier nicht erörtert werden. Es wird im folgenden ausschließlich die Kraft- und Wärmetechnik betrachtet und an Hand von Messungen nachgewiesen, wie ein solcher Betrieb wirtschaftlich umgestaltet werden kann.

Um einen leichteren Ueberblick über die Verwendung der erzeugten Kraft- und Wärmeenergien zu haben, sei noch eine kurze Beschreibung des Fabrikationsganges gegeben.

Aus den Waldgebieten Ost-Europas werden die für die Fabrikation benötigten großen Nadelholzmengen auf den Holzplätzen bei der Fabrik gelagert

und werden von hier zwecks Entrindung und Reinigung in die Holzputz-Holzschälmaschinen geleitet. Das nunmehr gereinigte Material wird in Hackern zerkleinert, die Hackmaschinen bestehen aus schweren rotierenden Messerscheiben von 2—6 Messern pro Scheibe. Das zerkleinerte Holz verläßt den Hacker in einer Schnitzelgröße von ca. 20×30×5 mm und gelangt in rotierenden Sortiertrommeln, in denen das durch die Zerkleinerung erzeugte Holzmehl, sowie Schnitzel mit Astteilen und anderen Verunreinigungen aussortiert werden.

Nach dieser ersten Reinigung gelangt dann das Schnitzelmaterial mittels mechanischer Transportvorrichtungen in die Siloanlagen oberhalb der Kocher.

In jeder Zellulosefabrik ist die Holzputzerei eine der größten Kraftkonsumenten und weist in ihrem Verbrauch je nach der Gleichmäßigkeit der Hackerbelastung mehr oder weniger große Schwankungen auf.

Aus den Holzsilos rutscht das Schnitzelmaterial direkt in den Zellulosekocher. Um diese Abteilung möglichst wirtschaftlich zu gestalten, ist größter Wert auf eine gute Füllung der Kocher zu legen. Diese wird mit Hilfe eines Dampfstrahlgebläses im Kocherhals erreicht. Der Dampfstrahl erteilt den Schnitzeln außer einer großen Beschleunigung eine nach unten gerichtete, schraubenförmige Bewegung. Die Lagerung der Schnitzel im Kocher wird dementsprechend nicht sperrig, sondern äußerst kompakt.

Fast gleichzeitig mit der Schnitzelfüllung erfolgt die Beschickung des Kochers mit »Kochlauge« — die Bezeichnung Kochlauge hat sich in der Industrie eingebürgert, obwohl es sich nicht um eine alkalisch, sondern sauer reagierende Flüssigkeit handelt.

Sie wird in einer der Zellulosefabrik angegliederten Säureabteilung hergestellt durch Rösten von Pyrit, Schwefelkies. Das so gewonnene SO_2-Gas wird mehrfach gereinigt und strömt zusammen mit H_2O durch den mit $CaCO_3$, Kalkstein, gefüllten Säureturm. Hierdurch erhält man folgenden Prozeß:

$$SO_2 + H_2O = H_2SO_3$$
$$2H_2SO_3 + CaCO_3 = H_2O + CO_2 + Ca(HSO_3)_2$$

Die Kohlensäure entweicht und man erhält als Kochlauge eine Lösung von Kalciumbisulfit.

Nach beendeter Füllung des Kochers wird derselbe geschlossen und mit Sattdampf auf ca. 140° C erwärmt, wobei die Inkrustierungen des Holzes (Oel, Harze, Lignine u. s. w.) nacheinander in Lösung gehen und das Holz aufgeschlossen d. h. die Faser gelockert wird. Haben aus dem Kocher entnommene Proben einen genügenden Aufschlußgrad gezeigt, so wird der Kocher abgeschlagen und das Kochgut, nunmehr »Stoff« genannt, fließt in die unter dem Kocher befindliche Stoffgrube.

Die Ablauge sickert durch Filterplatten und gelangt in den Abwasserkanal. Mit der Ablauge geht aber leider ein großer Teil von Wärme der Zellulosefabrik verloren, u. zw. 1. in Form von gelösten Harzen und Ligninen und ferner der größte Teil der im Kocher aufgespeicherten Dampfwärme, beide sind jedoch bis heute praktisch sehr schwer zu gewinnen.

In einer der Fabrik angeschlossenen Abteilung der sogenannten Verdampfstation versucht man durch Eindampfen der Ablauge aus derselben die Harze und Lignine für die Herstellung eines Klebstoffes zurückzugewinnen. Immerhin ist das Ausmaß dieser Rückgewinnung noch derart gering, daß es auf die großen Verluste der Kocherei keinen wesentlichen Einfluß ausübt.

Aus der Grube wird nun der Stoff mit mechanischen Fördereinrichtungen in den Opener geleitet und werden die noch lose verbundenen Fasern durch Quirle in diesem voneinander getrennt. Unter Zusatz von Wasser erhält man dann einen Stoffbrei mit einer Konzentration von ca. 1/80 der durch ein Rührwerk auf möglichste Gleichmäßigkeit gebracht wird.

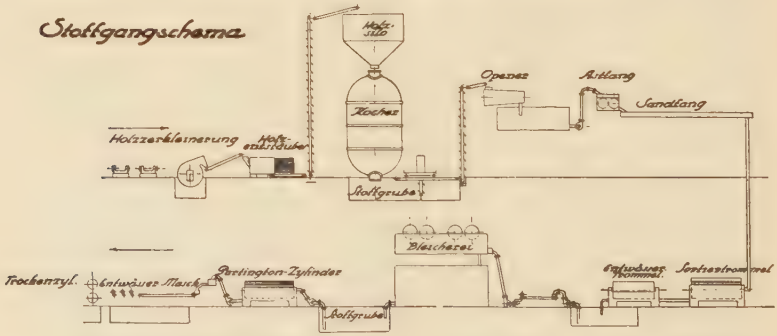
Zur Ausscheidung spezifisch schwerer Verunreinigungen wie z. B. Sand, wird der Stoff dann mit einer Verdünnung von ca. 1:350 und sehr geringer Strömungsgeschwindigkeit durch lange Holzrinnen, dem Sandfang, geleitet. Vorgeschaltet sind dem Sand-

fang Astfänger, d. s. rotierende Trommeln, in denen Aeste ausgeschieden werden.

Hinter dem Sandfang fließt der Stoff durch Partington-Zylinder und Eindick-Trommeln in denen abermals gereinigt, gleichzeitigt aber die Stoffkonzentration von 1/350 auf 1/50 heruntergedrückt wird. Bevor der Stoff in die Bleicherei gelangt, passiert er nochmals eine Stoffgrube und eine Waschpresse, Einrichtungen in denen das Material erhöhte Reinheit und Gleichmäßigkeit erlangt.

Nach der Waschpresse fördern Zentrifugalpumpen den Stoff in die Bleichholländer, wo derselbe unter Zusatz von Cl-Wasser und Erwärmung auf den jeweils verlangten Bleichgrad »Weiße« gebleicht wird. Der in den Holländern fertige Stoff wird von darunter gelegenen Gruben aufgenommen und fließt dann nach abermaligem Passieren von Rührwerken und Reinigungstrommeln auf die Langsieb- oder Zellulosemaschine.

Die Zellulosemaschine ist eine ähnliche Apparatur wie eine Papiermaschine, die den flüssigen Stoff zu papierähnlicher Zellulose verarbeitet. Schematisch ist der eben beschriebene Fabrikationsverlauf in der beigefügten Skizze dargestellt.



Uebersichtshalber sei nochmals zusammengefaßt:

1. Holzputzerei: Mechanische Reinigung und Zerkleinerung. Großer Kraftverbrauch mit hohen Belastungsschwankungen. Kein Wärmeverbrauch.

2. Kocherei: Chemische Auflockerung der Holzfaser, großer Wärmeverbrauch mit hohen Belastungsschwankungen. Kleiner Kraftverbrauch.
3. Säureabteilung: Erzeugung der Kochsäure, mittlerer Kraftverbrauch, kein Wärmebedarf.
4. Eindampfstation: Eindickung von Ablauge zu Klebstoff, kleiner Kraftverbrauch, mittlerer Wärmeverbrauch.
5. Aufbereitung: Apparaturen für die Reinigung und Erzielung des gleichmäßigen Stoffes. Hoher Kraftverbrauch, kein Wärmeverbrauch.
6. Bleicherei: Hoher Wärmeverbrauch mit großen Schwankungen, geringer Kraftverbrauch.
7. Zellulosemasch.-Abt.: Mittlerer Kraftverbrauch, hoher Wärmeverbrauch.
8. Wasserförderung: Hoher Kraftverbrauch.

1. Kraftmessungen.

Die Kraftmessungen werden in drei Etappen vorgenommen:

A. In der Kraftzentrale.
B. An den Antrieben der Verdampfstation.
C. An den Antrieben der Zellulose-Maschinen.

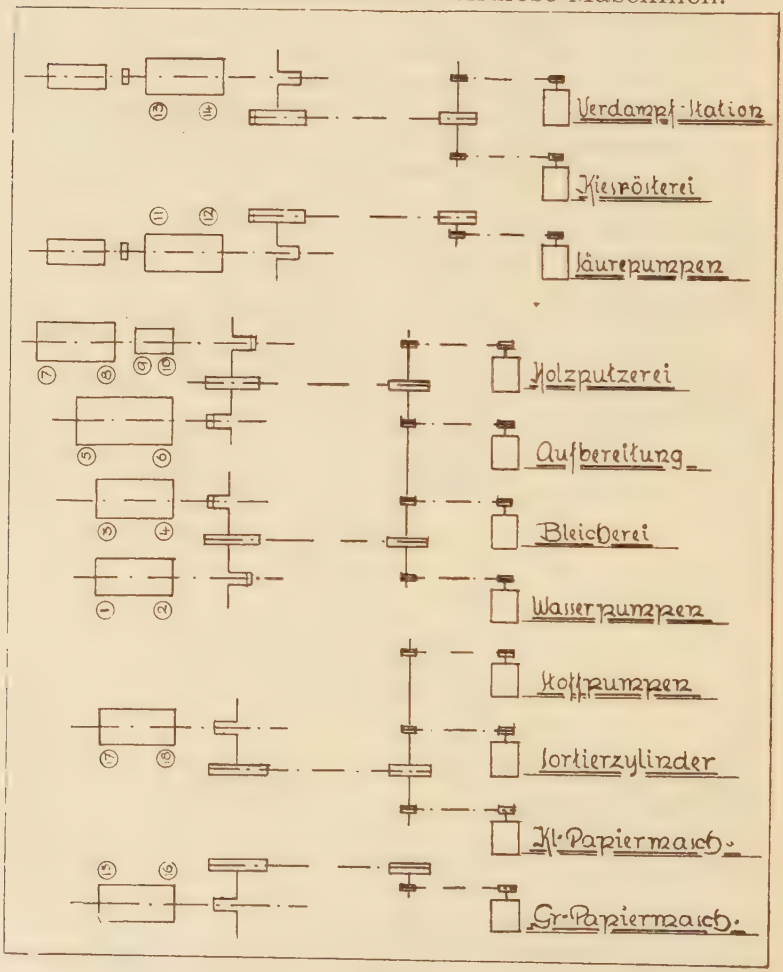


Abb. 2

Das Schema Nr. 2 gibt einen Ueberblick über die Anordnung der einzelnen Kraftmeßstellen, sowie über die von den Kraftmaschinen angetriebenen Einzelgruppen. Insgesamt wurden 510 Indizierungen für die Kraftmessungen vorgenommen. Um das Referat jedoch im Umfang möglichst zu beschränken, werden im Folgenden nur die Resultate der Messungen gezeigt.

A. Kraftmessungen in der Zentrale.

In der Zentrale sind zunächst über 8 Stunden je halbstündig Messungen der Normallast vorgenommen und zwar derart, daß die Gegendruck- und Triplex-Kondensationsmaschine an allen Zylindern vor und hinter den Kolben mittels 10 Indikatoren gleichzeitig indiziert wurden. Durch dieses gleichzeitige Indizieren an 10 Stellen gewährt das Resultat größte Genauigkeit.

1. Kraftbedarf bei Normallast.

	Triplex-Maschine			Gegendruck-Maschine			
Nr.	H.D.	M.D.	N.D.	PSi	Rechts	Links	PSi Total
1.	187.5	182.9	251.—	621.4	149.—	148.—	297.—
2.	166.5	165.—	240.—	571.5	146.—	175.—	321.—
3.	178.25	158.5	224.—	560.75	162.—	170.—	332.—
4.	187.5	165.75	239.—	592.25	159.—	182.—	341.—
5.	195.75	151.75	212.5	560.—	144.—	161.—	305.—
6.	166.25	166.—	245.5	577.75	151.—	166.—	317.—
7.	198.5	199.75	258.—	656.25	176.—	204.5	308.5
8.	181.75	161.75	235.5	579.—	145.—	146.—	291.—
9.	160.—	185.5	247.—	592.5	171.5	208.—	379.5
10.	191.—	168.5	242.5	602.—	150.5	154.—	304.5
11.	188.—	169.5	249.5	607.—	160.5	166.—	326.5
12.	185.5	167.—	262.5	615.—	169.5	177.5	347.—
13.	196.—	180.75	255.—	631.75	167.75	178.5	346.25
14.	171.5	195.—	274.—	640.5	185.—	190.—	375.—
15.	179.—	158.5	256.—	594.—	195.—	178.—	373.—
16.	178.—	189.—	259.—	626.—	192.—	185.—	377.—

Mittlerer Kraftbedarf:

Triplex-Maschine	601.73 PSi
Gegendruck-Maschine	338.33 PSi
Mittlerer Kraftbedarf	940.06 PSi

Mit gleicher Meßanordnung wurden hierauf Messungen bei Leerlauf und Teillast vorgenommen. Teilbelastungen erreichte man durch stufenweises Hinzuschalten einzelner Arbeitsgruppen.

Es ergaben sich folgende Meßresultate:

2. Kraftbedarf bei Transmissions-Leerlauf.

	Triplex-Maschine				Gegendruck-Maschine.		
Nr.	HD.	M.D.	N.D.	Total	Rechts	Links	Total
1.	167.5	126.5	123.7	417.7	— 71.5	— 78.5	— 150.—
2.	167.—	132.—	166.—	465.—	— 72.—	— 92.—	— 164.—
3.	157.—	101.75	118.—	376.75	— 80.—	— 92.—	— 172.—
4.	166.—	104.5	104.5	417.5	— 72.5	— 83.2	— 155.7
5.	171.—	97.2	97.2	407.7	— 78.2	— 82.5	— 160.7
6.	172.—	103.5	103.5	434.—	— 73.5	— 88.5	— 162.—

Mittlerer Kraftbedarf:

Triplex-Maschine	419.775 PSi
Gegendruck-Maschine	—160.730 PSi
Mittlerer Kraftbedarf	259.045 PSi

3. Kraftbedarf bei Belastung mit der Hauptwasserpumpe.

	Triplex-Maschine				Gegendruck-Maschine.		
Nr.	H.D.	M.D.	N.D.	Total	Rechts	Links	Total
1.	114.—	208.25	126.7	448.95	— 61.05	— 77.—	— 138.05
2.	107.1	199.—	136.—	442.1	— 53.—	— 77.25	— 130.25
3.	118.—	206.7	137.5	462.2	— 68.75	— 70.—	— 138.75

Mittlerer Kraftbedarf:

Triplex-Maschine	584.42 PSi
Gegendruck-Maschine	—135.68 PSi
Mittlerer Kraftbedarf	448.74 PSi

4. Kraftbedarf bei Belastung mit Hauptwasserpumpe und Bleicherei.

	Triplex-Maschine				Gegendruck-Maschine.		
Nr.	H.D.	M.D.	N.D.	Total	Rechts	Links	Total
1.	193.75	143.—	193.5	530.25	16.45	— 21.—	— 4.55
2.	185.5	139.5	186.5	511.5	19.05	35.8	— 54.85
3.	171.7	120.25	154.5	446.45	49.25	47.25	96.5

Mittlerer Kraftbedarf:

Triplex-Maschine . . . . . 496.03 PSi
Gegendruck-Maschine . . . . . — 48.93 PSi
Mittlerer Kraftbedarf . . . . . 544.96 PSi

5. Kraftbedarf bei Belastung mit der Hauptwasserpumpe, Bleicherei und Aufbereitung.

	Triplex-Maschine				Gegendruck-Maschine		
Nr.	H.D.	M.D.	N.D.	Total	Rechts	Links	Total
1.	194.5	153.6	234.5	582.6	76.85	10.5	178.35
2.	194.—	179.—	247.—	620.—	60.6	81.25	41.85
3.	188.—	166.5	240.25	594.75	55.85	90.5	146.35

Mittlerer Kraftbedarf:

Triplex-Maschine . . . . . 599.12 PSi
Gegendruck-Maschine . . . . . 155.52 PSi
Mittlere Kraftbedarf . . . . . 754.64 PSi

6. Kraftbedarf bei Belastung mit Hauptwasserpumpe, Bleicherei, Aufbereitung und Leerlauf in der Holzputzerei.

	Triplex-Maschine				Gegendruck-Maschine		
Nr.	H.D	M.D.	N.D.	Total	Rechts	Links	Total
1.	182.—	159.75	212.5	554.25	136.25	150.75	287.—
2.	186.75	189.75	236.5	613.—	163.5	179.5	343.—
3.	187.25	180.—	289.75	657.—	165.—	189.—	354.—

Mittlerer Kraftbedarf:

Triplex-Maschine . . . . . 608.8 PSi
Gegendruck-Maschine . . . . 328.— PSi
Mittlerer Kraftbedarf . . . . . 936.8 PSi

7. Kraftbedarf bei Belastung mit Hauptwasserpumpe, Bleicherei, Aufbereitung und vollbelasteter Holzputzerei.

	Triplex-Maschine			Gegendruck-Maschine.			
Nr.	H.D.	M.D.	N.D.	Total	Rechts	Links	Total
1.	178.25	185.5	271.—	624.75	183.—	208.—	391.—
2.	146.—	193.—	264.—	603.—	188.5	202.—	390.5
3.	138.5	158.5	237.—	534.—	164.—	181.—	345.—
4.	150.5	191.—	250.5	592.—	186.5	210.5	397.—
5.	163.75	215.—	265.—	643.75	198.—	216.—	414.—
6.	172.75	191.—	272.—	635.75	205.—	221.5	426.—

Mittlerer Kraftbedarf:

Triplex-Maschine	605.5 PSi
Gegendruck-Maschine	392.9 PSi
Mittlerer Kraftbedarf	999.4 PSi

Zusammenstellung:

Normalbelastung	940.06	PSi
Transmissionleerlauf	259.045	PSi
Wasserpumpe	189.695	PSe
Bleicherei	96.22	PSe
Aufbereitung	209.68	PSe
Holzputzerei Leerlauf	181.44	PSe
Holzputzerei Mehrverbrauch bei Höchstlast	63.32	PSe
Total	999.4	PS

Zum Transmissionsleerlauf von 259.045 PSi ist zu bemerken, daß in dieser Leistung die Leerlaufleistung der Dampfmaschine eingeschlossen ist, andererseits aber Verluste durch Riemenschlupf der Antriebsriemen sowie durch Vollast erhöhte Reibungsverluste in Lagern und Zahnrädern unberücksichtigt blieben.

Um ein klares Bild über die Uebertragungsverluste zu erhalten, sollen dieselben wie folgt berücksichtigt werden:

Der Leerlaufverlust von Kolbenmaschinen beträgt in % der Vollast:

$$= 10 - 0{\cdot}3\frac{Ni}{c}$$

Hierin bedeutet: c die Kolbengeschwindigkeit
Ni die Normalleistung.

Somit ergibt sich für die Triplex-Maschine:

Ni = 601.73 PSi
n = 68 U. p. M.
h = 1.05 m (Kolbenhub)

$$c = \frac{68 \cdot 2 \cdot 1{\cdot}05}{60} = 2{\cdot}44 \text{ m/sek} \quad \textbf{Nio} \; 10 - 0{\cdot}3\frac{601{\cdot}73}{2\,44} - 4{\cdot}97\,\%$$

= 29.9 PSi.

Ebenso für die Gegendruckmaschine:

Nio = 21.6 PSi.

Total Leerlaufverlust:

Triplex-Maschine	29.9 PSi
Gegendruck-Maschine	21.6 PSi
Total	51.5 PSi

Die Riemenschlupf-Verluste sind bei den derzeitigen Verhältnissen auf mindestens 5%, d. h. auf 47 PSi zu schätzen. Ferner die Verluste durch erhöhte Reibung in den Lagern bei belasteter Transmission auf ca. 3% = 28.2 PSi. Letztere sind aber sicherlich bedeutend höher, da der größte Teil der Lager gewöhnliche Schalenlager sind und ferner für die Kraftübertragung zur Holzputzerei und anderen Abteilungen große Winkelgetriebe mit Holzzähnen im Gebrauch sind.

Der tatsächlich durch Transmissions-Uebertragung verursachte Verlust beläuft sich hiernach auf:

Gemessener Transmissions-Leerlauf	259.045 PSi
Riemenschlupf	47.— PSi
Lagerreibungsverlust	28.2 PSi
Total	334.45 PSi
Leerlauf-Verlust der Dampfmaschinen	51.5 PSi
Wirklicher Transmissions-Verlust	282.745 PSe

≅ 282.75 PSe

d. h. ca. 30% der Normalbelastung wird für die Uebertragungs-Verluste verbraucht.

Interessehalber sollen noch einige Indikator-Diagramme der Versuchsreihe bei Belastung mit Transmission und Hauptwasserpumpe gezeigt werden.

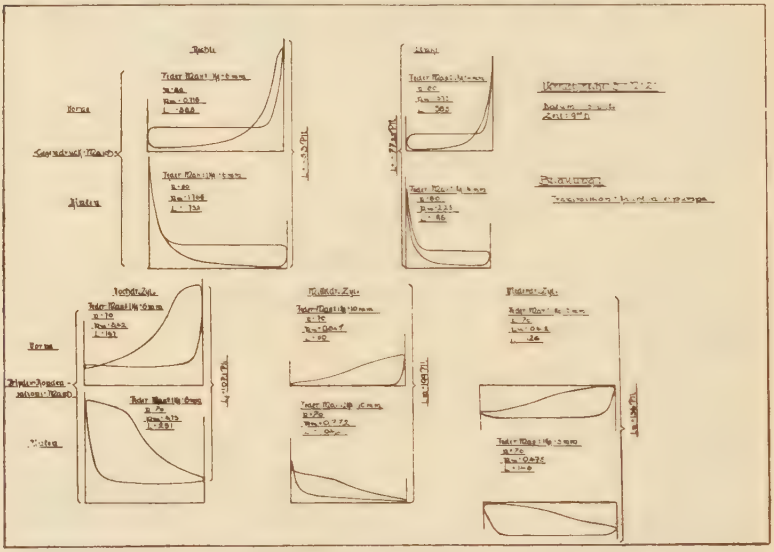


Abb. 3

Es ist hieraus zu ersehen, daß bei schwachen Belastungen der Fall eintritt, daß die Zwillings-Gegendruck-Maschine von der Triplex-Kondensations-Maschine mitgezogen wird. Die Gegendruck-Maschine besitzt in diesen Fällen überhaupt keine Füllung, sondern vernichtet einen Teil der von der Kondensations-Maschine abgegebenen Leistung.

Während des Versuches zeigte sich dieser Umstand in der großen Temperaturzunahme sämtlicher Zylinderteile der Gegendruck-Maschine. Nur durch künstliche Kühlung war es möglich, die Temperatur unter der Schmelztemperatur des Stopfbüchsen-Materials zu halten.

Die Ursache ist darin zu suchen, daß das von einem Geschwindigkeits-Regler gesteuerte Einström-

ventil der Kondensations-Maschine nicht abschloß. Die Maschine erhielt also bei schwachen Belastungen eine viel zu große Füllung und würde bei Verwendung als Einzelantrieb in derartigen Fällen durchgehen.

Die gleiche Erscheinung zeigte sich natürlich noch stärekr in der Versuchsreihe bei Belastung mit Leerlauf in der Transmission.

B) Messungen in der Verdampfstation.

In der Verdampfstation arbeiten 2 Auspuff-Maschinen auf 2 voneinander getrennte Transmissionsstränge. Der Abdampf beider Maschinen findet seine weitere Verwendung als Heizdampf in der Verdampfstation. Die Maschine I bildet den Antrieb für die Pumpen der Säureabteilung und ist ferner direkt mit einer Vakuum-Pumpe für die Verdampfer gekuppelt. Die Maschine II treibt die Eindickzylinder der Verdampfstation sowie die Rührwerke der Kiesrösterei. Sie ist ebenfalls, wie Maschine I, mit einer Vakuum-Pumpe gekuppelt.

Die Indizierungen wurden wie folgt vorgenommen:

Maschine I:

1. Belastung mit Vakuumpumpe und Säureabteilung.
2. Belastung mit Säureabteilung.

Maschine II:

1. Belastung mit Vakuum-Pumpe, Kiesrösterei und Eindickzylinder.

1a. Wie unter 1, Eindickzylinder auf Leerscheiben.

2. Belastung mit Vakuum-Pumpe und Kiesrösterei.

2a. Wie unter 2, Kiesrösterei läuft leer.

3. Belastung mit Vakuum-Pumpe.

Versuchsergebnisse:

Maschine I.

Nr.	Belastung 1	Belastung 2
1.	43.1	21.—
2.	43.7	21.25
3.	43.3	20.1
4.	42.5	21.05
5.	43.1	19.9
6.	41.3	21.5
Mittlere Belastung	42.8 PSi	20.8 PSi

Maschine II.

Nr.	Belastg. 1	1a	2	2a	3
1.	52.8	44.2	40.1	36.8	37.2
2.	54.9	43.05	44.8	40.5	36.8
3.	57.—	49.25	41.5	38.9	38.3
Mittl. Belastg.	54.9	45.5	42.15	38.8	36.6 PSi

Zusammenstellung:

Trockenzylinder	9.4 PSe
Kiesrösterei	3.55 PSe
Säurepumpen	20.8 PSi
Vakuum-Pumpe I	22.— PSe
Vakuum-Pumpe II	36.6 PSi
Transmission	5.55 PSe
Total	97.5 PS.

Bei dem Kraftbedarf der Vakuum-Pumpe II sowie der Säurepumpen ist die Leerlaufleistung der Antriebsmaschinen unberücksichtigt geblieben. Diese beträgt für:

Maschine I . . . . . Nio 3.55 PSi.
Maschine II . . . . . Nio 4.45 PSi.

Unter Berücksichtigung dieser Leerlaufverluste ergibt sich somit für die Vakuum-Pumpe II und Säurepumpen ein Kraftbedarf von:

Vakuum-Pumpe II . . . . 36.6 — 4.45 = 32.15 PSe.
Säure-Pumpen . . . . . 20.8 — 3.55 = 17.25 PSe.

C. Messungen an Antrieben der Zellulosemaschinen.

Als Antriebsmaschinen arbeiten 2 Gegendruck-Maschinen (Sulzer, Görlitzer Masch.-Fabrik), deren Abdampf in den Zellulose-Maschinen Nr. 1, 3 und 4 sowie in der Verdampfstation als Heizdampf weitere Verwendung findet. Von der Sulzer-Maschine wird die große Zellulose-Maschine Nr. 5 sowie 4 Sortierzylinder (Partington-Zylinder), 1 Naßpresse, 1 Saugpumpe sowie 1 Fangstoffpumpe angetrieben. Die Gegendruck-Maschine der Görlitzer Maschinen-Fabrik treibt außer den Zellulosemaschinen Nr. 1, 3 und 4 2 Stoffpumpen der großen Zellulosemaschine Nr. 5 sowie 2 Partington-Zylinder.

Die Kraftmessungen wurden bei folgenden Belastungen vorgenommen:

I. An der Sulzermaschine:

1. Belastung durch die Zellulosemaschine Nr. 5 mit entlasteten Walzen ohne Stoff.
2. Belastung mit der Zellulosemaschine Nr. 5 mit Stoff und normal belasteten Walzen.
3. Belastung durch die Zellulosemaschine Nr. 5, Partington-Zylinder, Naßpresse, Saugpumpe und Fangstoffpumpe.

II. An der Gegendruck-Maschine der Görlitzer Masch.-Fabrik:

1. Belastung durch die Zellulosemaschinen 1, 3 und 4 mit entlasteten Walzen ohne Stoff.
2. Belastung durch die Zellulosemaschinen 1, 3 und 4 wie unter 1, 2 Stoffpumpen der Zellulosemaschine Nr. 5.
3. Belastung durch die Zellulosemaschinen 1, 3 und 4 mit Stoff sowie 2 Stoffpumpen der Zellulosemaschine Nr. 5 und Partigton-Zylinder.

Versuchsergebnisse:

I. Sulzer-Maschine.

Nr.	Belastg. 1	Belastg. 2	Belastg. 3
1.	18.8	42.78	103.7
2.	20.25	41.5	110.—
3.	16.15	47.—	100.—
4.	20.3	43.—	103.—
Mittl. Belastg.	18.88 PSi	43.57 PSi	104.75 PSi

II. Görlitzer-Maschine.

Nr.	Belastg. 1	Belastg. 2	Belastg. 3
1.	26.75	36.25	71.4
2.	24.—	38.55	70.25
3.	22.4	33.90	70.87
4.	12.55	38.60	67.75
Mittl. Belastg.	21.43 PSi	36.83 PSi	70.10 PSi

Leerlaufverluste der Antriebs-Maschinen.

I. Sulzer-Maschine . . . . . Nio 8.23 PSi
II. Görlitzer-Maschine . . . . . Nio 5.75 PSi

Zusammenstellung des Kraftverbrauches in der Zellulose-Maschinenabteilung.

1. Große Zellulose-Maschine Nr. 5, Leerlauf	10.65 PSe
2. Große Zellulose-Maschine Nr. 5, Vollast	35.34 PSe
3. Sortier-Zylinder, Naßpresse, Saugpumpe und Fangstoff-Pumpe	61.18 PSe
4. Zellulose-Maschinen Nr. 1, 3 und 4, Leerlauf	15.68 PSe
5. Stoffpumpe für große Zellulose-Maschine Nr. 5	15.40 PSe
6. Zellulose-Maschinen Nr. 1, 3 und 4, Volllast und Sortier-Zylinder	48.95 PSe

Zusammenstellung des Gesamt-Kraftbedarfes der Fabrik.

1. In der Kraft-Zentrale	999.40 PS
2. In der Verdampfstation u. Kiesrösterei	97.70 PS
3. In der Zellulose-Maschinen-Abteilung .	174.85 PS
Gesamtverbrauch	1271.95 PS

Hiervon entfallen ca. 30%, d. h. etwa 380 PS, auf Verlustleistung.

Aus den vorangegangenen Messungen ist zu ersehen, daß die gesamte Anlage krafttechnisch mit großen Uebertragungsverlusten arbeitet. Sie werden zur Hauptsache hervorgerufen durch die veraltete Lagerung außerordentlich schwerer Transmissionen sowie durch mehrfache Einschaltung großer Winkelgetriebe in den Strängen zu den größten Kraftabnehmern.

Bei der Neu-Anlage käme ausschließlich eine elektrische Kraftübertragung in Frage. Es soll aber hier schon darauf hingewiesen werden, daß auch bei einer solchen Energieübertragung große Verluste auftreten. Setzt man den Generator-Verlust mit 2% fest, da die Abluft des Generators für Raumheizung Verwendung findet, den Kabelverlust mit 6% und den Motorverlust mit 15%, so ersieht man daraus, daß auch hierbei ein Gesamtverlust von 22.25% bis zum Verbraucher auftritt.

Der Hauptvorteil der elektrischen Uebertragung ist nicht in der verlustlosen Uebertragung zu suchen, sondern in der Flexibilität der Kraftverteilung und Ausnützung des Arbeits-Gleichzeitigkeitsfaktors.

Bei der elektrischen Uebertragung können wir die Antriebsmaschinen so zur Aufstellung bringen, wie es die Arbeitsmaschinen verlangen. Wir brauchen also bei der Aufstellung der Arbeitsmaschinen keine Rücksicht auf Transmissionsstränge zu nehmen, sondern stellen sie so, wie es für die Fabrikation am geeignetsten ist.

Bei elektrischer Uebertragung sind ferner die Uebertragungsverluste zeitweilig stillstehender Antriebe zu sparen. Schätzt man den Gleichzeitigkeitsfaktor der Gesamtanlage auf 0.7, so würde also nicht wie oben erwähnt, 22.25%, sondern nur 15.4—17.5% als Uebertragungs-Verlust zu buchen sein.

Nicht unerwähnt soll zum Schluß die einfachere Bedienung und größere Betriebssicherheit von elektrischen Kraftübertragungsanlagen bleiben.

2. Wärmemessungen.

Sämtliche Messungen wurden mit Hilfe von Stauflanschen vorgenommen, da sich diese für jede Rohrdimension und Dampfmenge leicht in eigener Werkstatt herstellen ließen. Trotz der geringen Stärke der Stauflanschen von 18 mm ergaben sich recht beträchtliche Einbau-Schwierigkeiten. Bei Neu-Anlagen müssen deshalb von vornherein Meßstellen im Leitungssystem vorgesehen werden, derart, daß in den betreffenden Stellen zunächst Blindflanschen einzulegen sind, die dann zu jeder Zeit gegen Meßflanschen ausgewechselt werden können.

Die Dampfmessungen wurden für jede Meßstelle auf 6—7 Tage ausgedehnt, um eine endgültige und unantastbare Grundlage für den Neubau zu erhalten.

Die Messungen genau zu beschreiben, würde abermals viel zu weit führen und wird, um das Referat möglichst zu beschränken, dieser Teil so kurz wie nur angängig behandelt. Zum besseren Verständnis sind sämtliche Originaldiagramme planometrisch verkleinert beigefügt. Der Einbau der Meßstellen ist aus der beiliegenden Skizze, Abb. 4, ersichtlich. Die Dampfmessung ist in folgende Gruppen einzuteilen:

A. Messung in der Kocherei.
B. Messung in der Bleicherei.
C. Messung an den Zellulose-Maschinen.
D. Messungen in der Kraftzentrale.
E. Messung in der Verdampfstation.
F. Messung im Kesselhaus.
G. Heizversuch.

A. Kocherei.

Die heutige Kocherei besteht aus folgenden Einheiten:

1. A und B — Kocher zu je 220 m^3 Bruttoinhalt.
2. 7 und 8 — Kocher zu je 75 m^3 Bruttoinhalt.
3. Kocher Nr. 1, 2 und 5 mit 220 m^3 Total-Bruttoinhalt.

Bei der Kochergruppe 1 wurde die Dampfmessung am B-Kocher vorgenommen. Bei der Gruppe 2

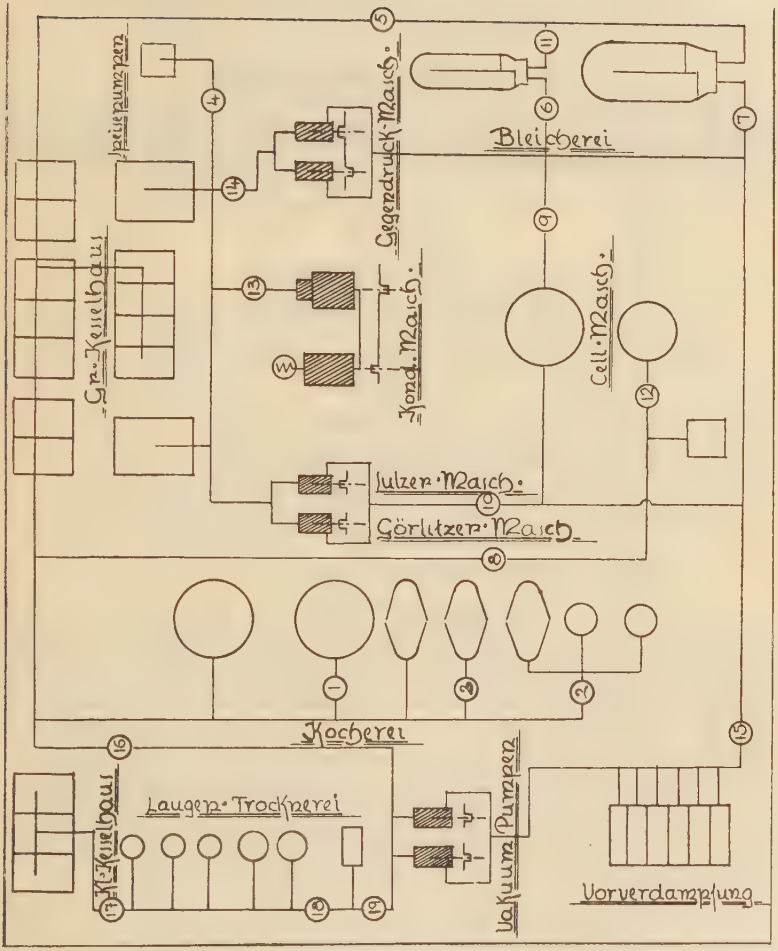

Speisepumpen
Gr. Kesselhaus
Gegendruck-Masch.
Bleicherei
Kond.-Masch.
Cell.-Masch.
Lulzer-Masch.
Görlitzer-Masch.
Kocherei
K. Kesselhaus
Laugen-Trockerei
Vakuum-Pumpen
Vorverdampfung

Abb. 4

am Kocher Nr. 7. Bei der Gruppe 3 legten wir den Stauflansch in die gemeinsame Dampfzuleitung. (Siehe Schema Nr. 4.)

Die Messung am B-Kocher ergab pro Kochung einen Dampfverbrauch von:

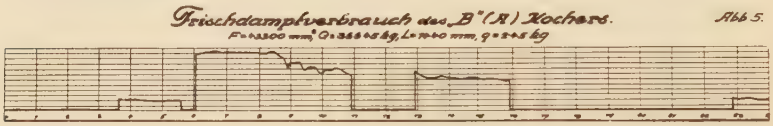


Abb. 5.

Q = 36.645 kg entsprechend

q = 2.45 kg/kg Lftr. Zell.

Der Kocher Nr. 7 verbrauchte:

Abb. 6.

Q = 20.880 kg/Tag entsprechend

q = 3.30 kg/kg Lftr. Zell.

Die Kochergruppe 1, 2 und 5 benötigten:

Abb. 7.

Q = 40.560 kg/Tag entsprechend

q = 2.25 kg/kg Lftr. Zell.

Für die Kochergruppen 1 und 2 haben wir die Original-Diagrammzeiten auf die mittleren Arbeitszeiten reduziert und erhielten hierdurch die mittlere Kochdampf-Charakteristik. Bei der dritten Kochergruppe war eine Analyse der Originaldiagramme nicht möglich, da sich die Kochperiode der einzelnen Kocher dieser Gruppe völlig unregelmäßig überlagerten. Es wurde deshalb für die dritte Kochgruppe nur das Mittelwertdiagramm ermittelt.

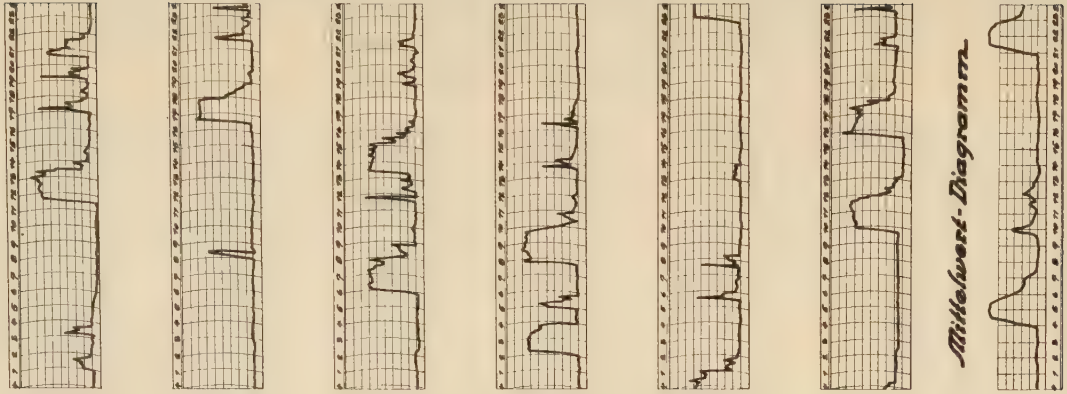
In den zugehörigen Kurven findet man ferner die jeweiligen Normalkurven. Dieses sind für den späteren Gebrauch auf einen einheitlichen Dampf- und Zeitmaßstab übergeführte Mittelwert-Diagramme. Der Maßstab beträgt für:

Dampf 1 cm = 500 kg

Zeit 1 cm = 10 Min.

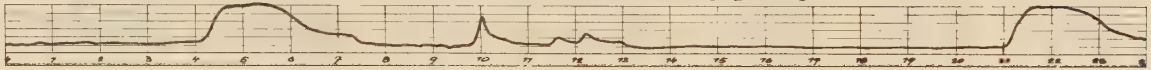
Frischdampfverbrauch der Kocher 7, 8.

Abb. 6.



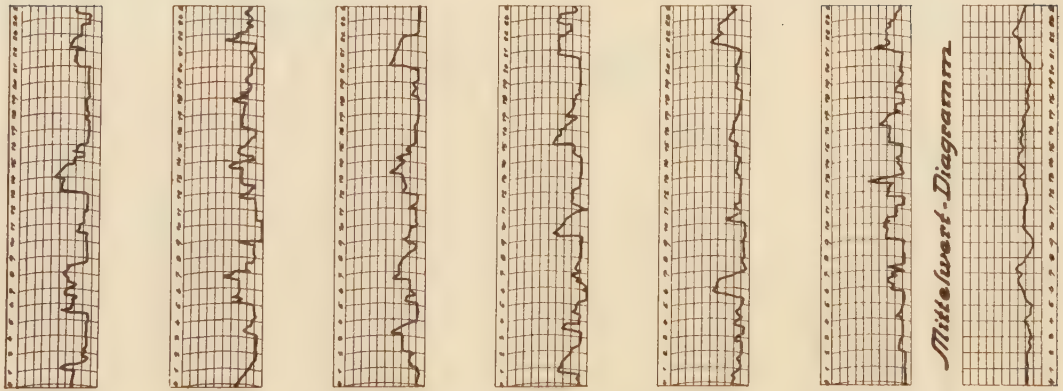
Normal-Diagramm.

F = 25150 mm², L = 1440 mm, Q = 20880 kg, q = 3.3 kg



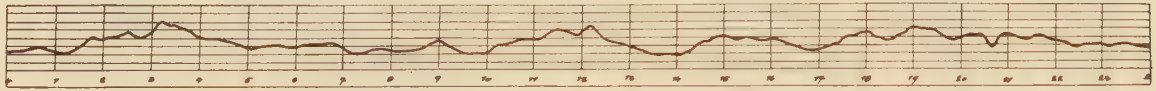
Frischdampfverbrauch der Kocher I, II, 5

Abb. 7.



Normal-Diagramm

F = 48760 mm², L = 1440 mm, Q = 40560 kg, q = 2·25 kg.



Die ersichtliche Koordinateneinteilung bietet einen Anhalt für den Maßstab.

Aus den Diagrammen ist ersichtlich, daß große Kocheinheiten spezifisch weniger Dampf gebrauchen als kleine, z. B.:

B-Kocher	7-Kocher
2.45 kg/kg Lftr. Zell.	3.3 kg/kg Lftr. Zell.

Auffallend ist, daß sich bei der dritten Kochergruppe ein Resultat von 2.25 kg pro kg Lftr. Zell. ergab. Es ist dies nur dadurch erklärlich, daß zur Zeit der Messung der Behälter für Ablaugen-Wärmegewinnung sehr unvollkommen war.

Um den spezifischen Dampfverbrauch in der Kocherei nach Möglichkeit noch weiter herunterzudrükken, muß danach getrachtet werden, den Füllungsgrad der Kocher zu erhöhen. Die gesamte für einen Kochprozeß zugeführte Wärme wird zu fast 70% bei normalen Füllungen für die Erwärmung der Lauge verbraucht, wodurch dann infolge des geringeren Laugenbedarfes für größere Fülldichten eine bedeutende Wärmeersparnis hervorgerufen wird. Gleichzeitig erreicht man aber eine größere Stoffausbeute pro Kocher.

Es fallen also 2 Faktoren günstig zusammen und reduzieren den spezifischen Dampfverbrauch.

1. Kleinerer Laugenbedarf und hierdurch geringerer Dampfverbrauch pro Kochung.
2. Größere Holzfüllung und damit größere Ausbeute pro Kochung.

Von größter Wichtigkeit ist ferner die Vorwärmung der Kochlauge durch die bei jeder Kochung frei werdenden Abgas- und Entspannungswärmen. Man gewinnt durch die Laugenvorwärmung zunächst die äquivalente Dampfmenge, außerdem aber auch die bisher hiefür benötigte Zeit, sodaß also die Umlaufzeit des Kochers durch diese Maßnahmen stark herabgesetzt werden kann.

Eine sehr große Temperaturerhöhung der Sulfitlauge läßt sich mit einfachen Mitteln, jedoch nur schwer erreichen. Da schon bei verhältnismäßig geringerer Temperaturerhöhung ein Teil des in der Lö-

sung gebundenen SO_2-Gases frei wird, die Lauge also teilweise ihre Konzentration einbüßt. Man geht deshalb bei einfachen Hilfsmitteln kaum über 40° C Temperatur. Nimmt man als mittlere Laugentemperatur 25° C an, so wird bei 150 m^3 Laugenbedarf pro Kocher etwa 15% des gesamten Kochdampfes erspart.

B. Bleicherei.

Um für das Neuprojekt genaue Verbrauchsziffern zu schaffen, ist in der Bleicherei nach Ausführung der Hauptmessung, getrennt von den kleinen Holländern, eine spezielle Messung am neuen 12-tons-Holländer vorgenommen. Die Einheiten der Bleicherei wurden sowohl mit Abdampf als auch mit Frischdampf versorgt. (Siehe Schema Nr. 4.)

Es ergaben sich folgende Resultate:

Abb. 8.
Abb. 9.

Frischdampf	45.600 kg pro Tag
Abdampf	41.880 kg pro Tag
Total	87.480 kg pro Tag

entsprechend **q = 1.48 kg/kg Lftr. Zell.**

Für den großen Holländer ergab sich:

Abb. 10.
Abb. 11.

Frischdampf	6.460 kg pro Füllung
Abdampf	14.050 kg pro Füllung
Total	20.510 kg pro Füllung

entsprechend **q = 1.708 kg/kg Lftr. Zell.**

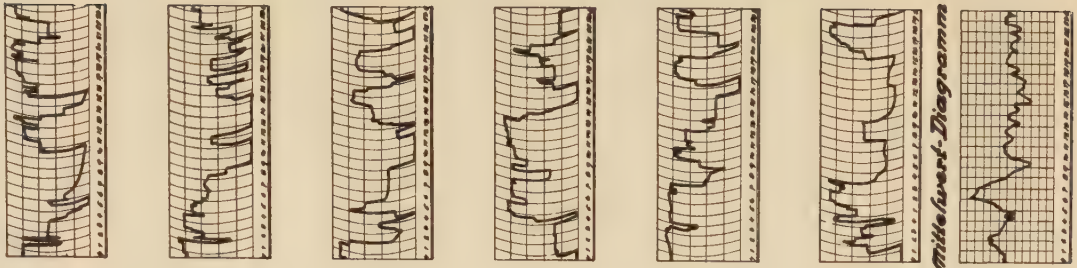
Es ist hierzu zu bemerken, daß im großen Holländer fast ausschließlich Kunstseidenstoff gebleicht wird und erklärt sich hierdurch der spezifisch höhere Dampfverbrauch.

Im Diagramm Nr. 11 ist über der Normal-Charakteristik des heutigen 12-tons-Holländer eine solche für einen 15-tons-Holländer eingezeichnet (Kurvenzug F_1). Sie wird später Verwendung finden.

Bei den Messungen in der Bleicherei betrug die Stoffkonsistenz des eingedickten Holländers ca. 4%,

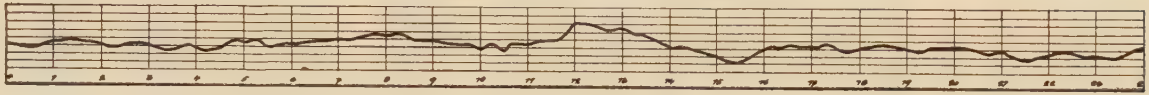
Abdampfverbrauch der gesamten Bleicherei

Abb. 8.



Normal-Diagramm

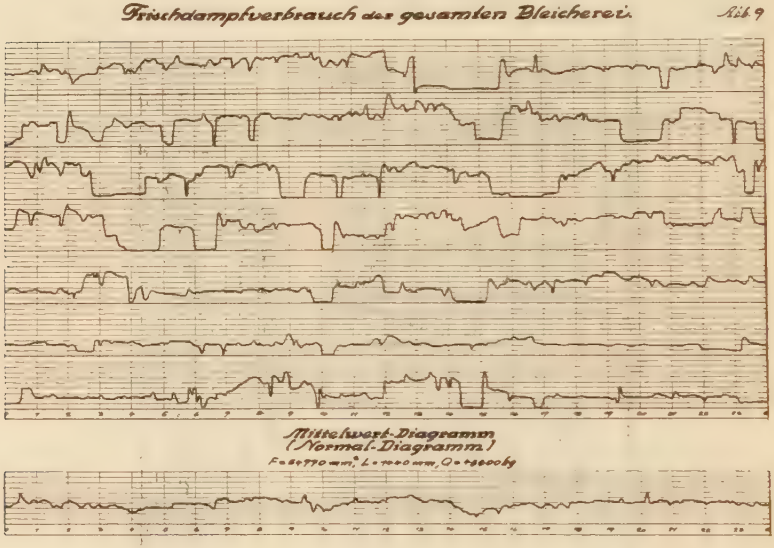
F = 50380 mm², L = 1440 mm, Q = 41880 kg.



d. h. bei 100 Raumteilen Inhalt entfielen 96 Teile auf Wasser. Die Wassertemperatur stieg von 15° C vor dem Dampfeintritt auf 45° C nach beendeter Erwärmung. Die spezifische Wärme von Zellstoff beträgt ca. 0.35.

Die während des Bleichprozesses aufgenommene Wärme errechnet sich demnach zu

$$(24 \cdot 30 \cdot 1) + (1 \cdot 30 \cdot 0.35) = 735.5 \text{ Cal.}$$



Ferner tritt beim Bleichen ein Bleichverlust von ca. 10% auf, so daß sich die aufgenommene Wärme auf 809 Cal./kg Lftr. Zell. erhöht.

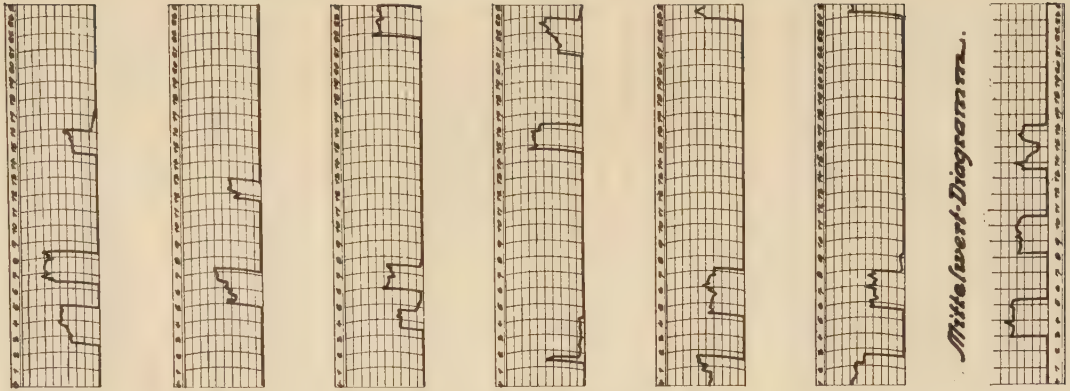
Andererseits wurde ein Dampfverbrauch von 1.48 kg/kg Lftr. Zell. gemessen. Dieser Dampf setzt sich zusammen aus 46.2% Sattdampf von 3 atü und 53.8% Abdampf von 2.5 atü.

Die eingeführte Dampfwärme beträgt pro kg Lftr. Zell.:

Frischdampf	1,48 . 0,462 . 654,4	= 448
Abdampf	1,48 . 0,538 . 653,3	= 512
Total		**960 Cal.**

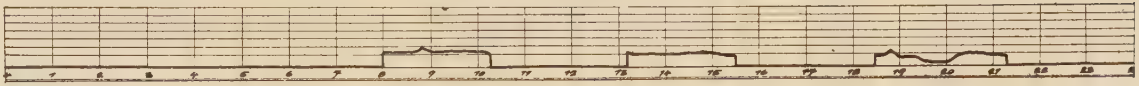
Frischdampf für den neuen Holländer.

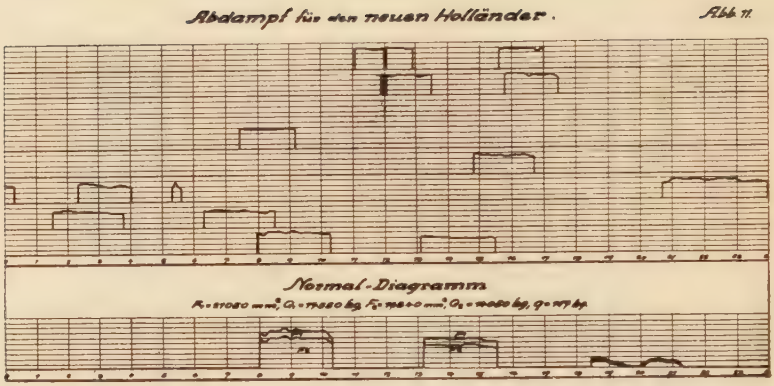
Taf. 10.



Normal-Diagramm.

F=7550 mm²; Q=6460 kg, q=0·538 kg.





Gegenüber dem errechneten Wärmeverbrauch ergibt sich eine Differenz von ca. 15%. Diese Wärme geht verloren durch Leitung, Strahlung und Verdunstung. Der Verlust liegt jedoch in völlig normalen Grenzen, so daß mit einer großen Wärmeersparnis in dieser Abteilung nicht zu rechnen ist.

Die einzige Möglichkeit, den Wärmeverbrauch unter Beibehaltung des gleichen Bleichverfahrens zu reduzieren, ergibt sich durch Vergrößerung der Stoffkonsistenz. Die Folgeerscheinungen sind dann ähnlich denen, wie sie bei der Erhöhung des Kochfüllgrades auftreten. (Siehe Abschnitt A. Wärmemessung in der Kocherei.)

C. Zellulose-Maschinen.

Auch hier wurde mit Rücksicht auf das Neuprojekt die große Zellulosemaschine Nr. 5 separat gemessen.

Es ergaben sich folgende Verbrauchsziffern:

Abb. 12.

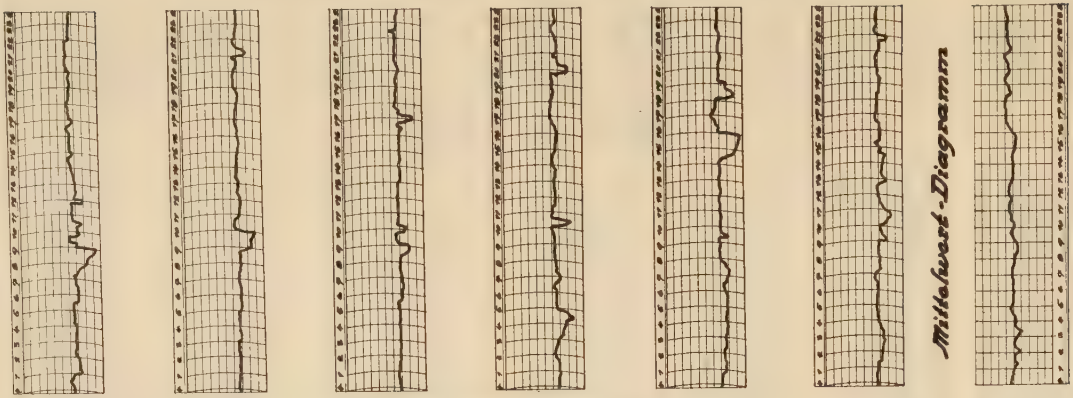
Frischdampf . . . . 2620 kg/Stunde,

d. h. bei einer Produktion von 33.000 kg/Tag ein Dampfverbrauch von **1.91 kg/kg Lftr. Zell.** auf der Zellulose-Maschine Nr. 5.

Die Zellulosemaschinen Nr. 1, 2 und 4 werden ausschließlich mit Abdampf betrieben, der von 2 verschiedenen Stellen zugeführt wird, über Meßstelle 9

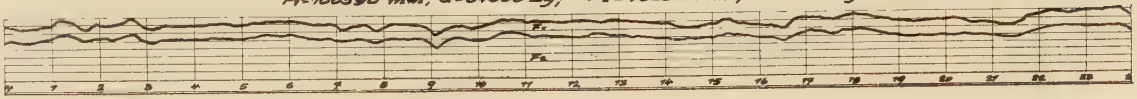
Frischdampfverbrauch der Papiermaschine 5.

Abb. 72.



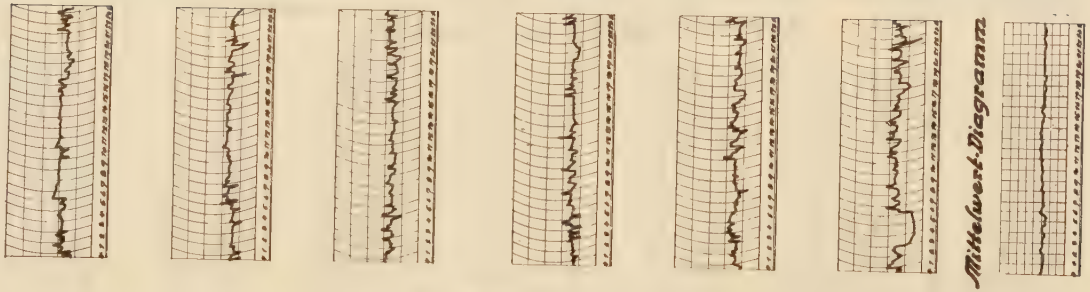
Normal-Diagramm.

$F_1 = 100590$ mm²; $Q = 84000$ kg; $F_2 = 75250$ mm², $Q = 62800$ kg.



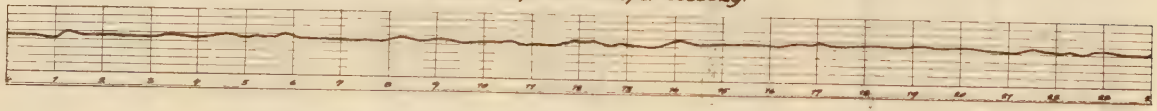
Abdampf für die Papiermaschinen.

Abb. 73.



Normal-Diagramm.

F = 67720 mm², L = 1440 mm, Q = 50880 kg.



(Abb. 13) sowie über Meßstelle 10 (Abb. 14). Siehe Schema Nr. 4. An diesen Meßstellen wurde folgender Verbrauch festgestellt:

Abdampf von der Gegendruck-Maschine 2120 kg/Std.
Abdampf von der Sulzer- u. Görlitzer . . 915 kg/Std.

Total . . . . . 3055 kg/St.

d. h. bei einer Produktion von 27.000 kg ein Dampfverbrauch von **2.7 kg/kg Lftr. Zell.**

Unberücksichtigt bleibt noch der Dampfverbrauch für die Vorwärmung des Spritzwassers der Maschinen.

Dieses Dampfquantum ist bestimmt durch die Differenz der Dampfdurchflußmengen in den Meßstellen Nr. 12 (Abb. 15) und 8 (Abb. 12), siehe Schema Nr. 4. Die Differenz ergab eine Menge von 535 kg/Std. bei einer Wassereintrittstemperatur von 25° C und einer Wasseraustrittstemperatur von 52° C. Bezogen auf Zellulose ergibt dies einen Dampfverbrauch von 0,21 kg/kg Lftr. Zell.

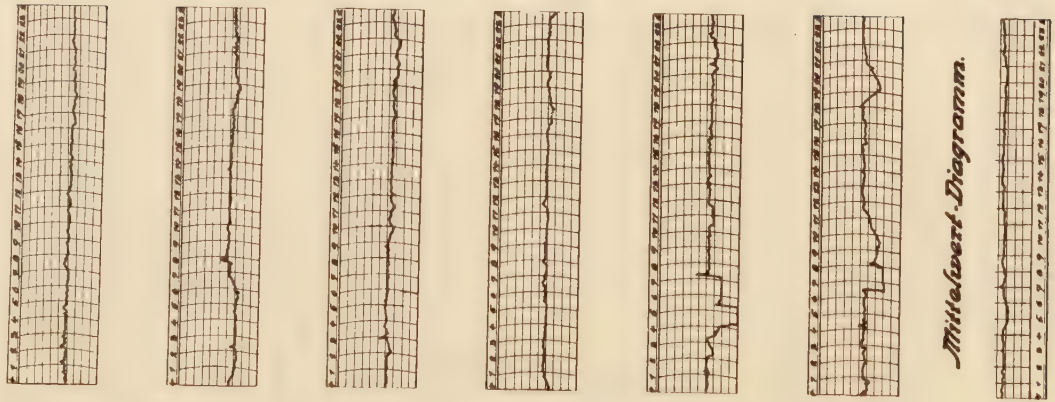
Die kleinen Zellulosemaschinen benötigen also etwa 28% mehr Dampfwärme als die große Einheitsmaschine Nr. 5.

Man muß jedoch hierbei berücksichtigen, daß auf einer der kleinen Maschinen Ausschußzellulose, Lomps, getrocknet und hierfür mehr Dampf benötigt wird, da die Lomps-Zellulose eine bedeutend geringere spezifische Wärmeleitfähigkeit besitzt. Immerhin kann mit großer Sicherheit gerechnet werden, daß die kleinen Einheiten gegenüber der Maschine Nr. 5 einen Wärmemehrverbrauch von etwa 20% besitzen.

Die im Diagramm Nr. 12 überlagerte Normalkurve mit dem Mittelwert 3500 kg stellt den Dampfverbrauch der nach dem Umbau vergrößerten Zellulosemaschine Nr. 5 dar. Sie findet später ihre Verwendung. Die im Diagramm Nr. 14 überlagerte Normalkurve gibt ein Bild über den Frischdampfbedarf der Sulzer- und Görlitzer-Gegendruck-Maschine, sie wird ebenfalls für die später durchgeführten Kontrollrechnungen benötigt.

Wie wir aus der Abdampfmenge der Sulzer- und Görlitzer-Maschine zu der den Zellulosemaschinen

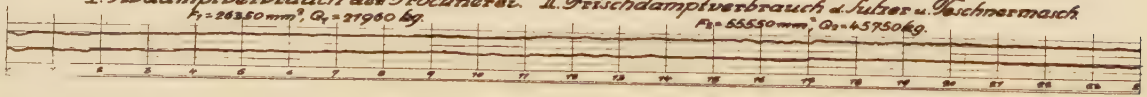
Abdampfverbrauch in der Trocknerei. Abb. 14.



Normaldiagramm.

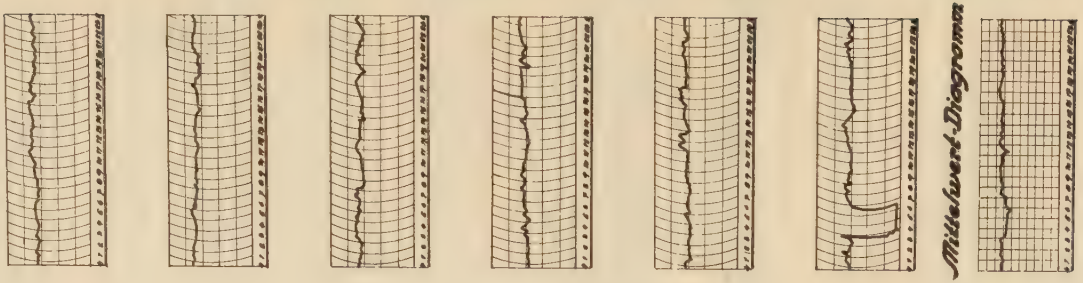
I. Abdampfverbrauch der Trocknerei. $F_1 = 28350\ mm^2$, $Q_1 = 21960\ kg$.

II. Frischdampfverbrauch d. Sulfat u. Textnermasch. $F_2 = 55550\ mm^2$, $Q_2 = 45750\ kg$.



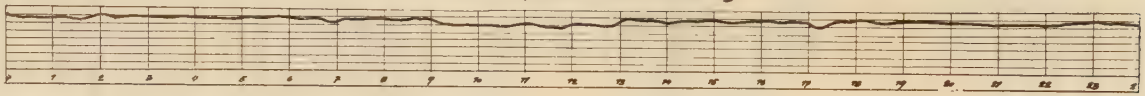
Frischdampfverbrauch in der Trocknerei.

Abb. 15.



Normal-Diagramm.

F = 10800 mm², L = 1440 mm, Q = 15720 kg.



Nr. 1, 2 und 4 zugeführten Dampfmenge von 915 kg/Std. gelangten, wird ebenfalls weiter unten gezeigt. (Siehe Abschnitt Dampfkontrolle.)

Um in der Abteilung der Zellulose-Maschinen eine größere Rentabilität zu erreichen, muß außer eventuellen Verbesserungen im zellstoff-technischen Teil die Abwärmequelle der abziehenden Schwaden und des sich entspannenden Kondensates erfaßt werden.

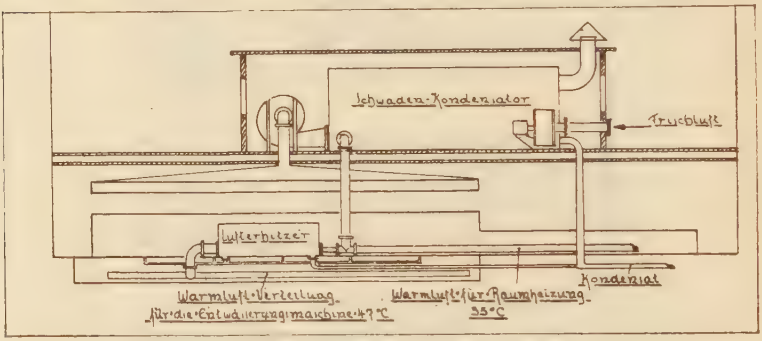


Abb. 16

Im Folgenden soll nun kurz berechnet werden, welche Wärme hierdurch rückgewonnen werden kann.

Leistung der Zellulosemaschine Q = 1375 kg Std.

Trockengehalt beim Einlauf $a_1 = 40\ \%$

Trockengehalt beim Auslauf $a_2 = 85\ \%$

Temperatur der Frischluft 15° C

Relative Feuchtigkeit der Kaltluft 50%

Temperatur der abziehenden Schwaden 50° C

Relative Feuchtigkeit der Schwaden 85%

Verdampfungstemperatur am Zylinder 90° C

Verdampfungstemperatur oberhalb der Stoffbahn 80° C

Abzugstemperatur der Schwaden hinter dem Schwadenkondensator 30° C

Die zur Aufstellung zu bringende Apparatur ist schematisch dargestellt in Abb. 16.

Dem Zellstoff wird während einer Stunde folgende Wassermenge entzogen:

$$G = Q \left(\frac{/100 - 1/}{a_1} - \frac{/100 - 1/}{a_2} \right) = \mathbf{1815\ kg.}$$

Bei 80° C beträgt die Verdampfungswärme pro kg Wasserdampf ca. 550 Cal. Die abgeführte Wärme beläuft sich somit auf ca. 1 . 10^6 Cal./Std.

In 1 kg Trockenluft von 15° C und 60% relat. Feuchtigkeit befinden sich . . . . 5,3 g H_2O

In 1 kg Trockenluft von 50° C und 85% relat. Feuchtigkeit befinden sich . . . . 72,0 g H_2O

Somit kann bei Erwärmung auf 50° u. 85% relat. Feuchtigkeit von 1 kg Trokkenluft . . . . . 66,7 g H_2O aufgenommen werden.

Da nun in 1 Stunde 1850 kg H_2O verdampft werden, so benötigt man 22.700 kg Trockenluft pro Stunde.

Mit 1 kg Trockenluft von 50° werden in den Schwadenkondensator eingeführt 72 g H_2O

Mit 1 kg Trockenluft von 30° werden aus d. Schwadenkondensator ausgeführt 27 g H_2O

Im Schwadenkondensator wird somit beim Durchgang von 1 kg Trockenluft . . 45 g H_2O kondensiert.

Da nun insgesamt 22.700 kg Trockenluft den Schwadenkondensator zu passieren haben, so erhält man stündlich 22.700 . 0.045 = 1020 kg Kondensat. Nimmt man die Kondensationstemperatur als Mitteltemperatur von der Schwadeneintritts- und Austritts-Temperatur, d. h. 40°, so werden bei je 1 kg Kondensat ca. 572.4 Cal. und ferner durch Abkühlung der Luft 4.8 Cal./kg frei.

Total ergibt sich somit eine zurückgewonnene Wärme von:

572,4 . 1.020 = 596.000 Cal.
4,8 . 22.700 = 109.000 Cal.
Total **705.000 Cal./Std.**

Angenommen, der Schwadenkondensator hat einen Wirkungskreis von 0.6 und die vorgewärmte Frischluft verläßt den Kondensator mit 35° C, so ergibt sich die Frischluftmenge zu

$$705.000 \cdot 0{,}6 = x \cdot 0{,}053 \cdot 10 + x \cdot (35-15) \cdot 0{,}24$$

$$\mathbf{x = 87000\ kg/Std.}$$

Da aber nur 22700 kg Luft für die Aufnahme des auf der Entwässerungsmaschine verdampften Wassers benötigt werden, so können im Mittel ca. 64.300 kg Luft von 35° C für andere Raumheizungen in der Fabrik verwendet werden.

Der Schwandenkondensator würde eine Oberfläche von ca. 810 m² erhalten, die sich ohne besondere Schwierigkeiten unterbringen läßt.

Die für die Entwässerungsmaschine benötigte Luft wird nun weiter erwärmt in einem Lufterhitzer, durch den die sich entspannenden Kondensate der Trockentrommeln geleitet werden.

Das Kondensat steht im Kondenstopf unter 3,5 ata und entspannt sich beim Austritt auf 1 ata. Hierbei werden pro kg 39,8 Cal. frei. Stündlich fallen 2620 kg Kondensat an und beträgt somit die gesamte Entspannungswärme 104.500 Cal.

Nimmt man für den Lufterhitzer nur einen Wirkungsgrad von 0,65 an, so wird die von den Schwaden bereits auf 35° erwärmte Luft eine Temperatursteigerung erfahren, die sich wie folgt errechnet:

$$104.500 \cdot 0{,}65 = 22.700 \cdot x \cdot 0{,}46 + 22.700 \cdot x \cdot 0.24$$

$$\mathbf{x = 12.3^{\circ}\ C.}$$

Die zur Entwässerungsmaschine geleitete Frischluft hat somit eine Endtemperatur von etwa 47.3° C. Es werden hierdurch stündlich insgesamt gewonnen ca. 178.000 Cal.

Umgerechnet auf Sattdampf von 2,5 atü ergibt sich eine Ersparnis von 271 kg/Std., bei einem Gesamt-Frischdampfbedarf von 2620 kg/Std. sind dies 10,4 %. Der spezifische Dampfverbrauch würde also von 1,91 auf 1,71 sinken.

Praktisch läßt sich diese Ziffer bei gewöhnlichen Entwässerungsmaschinen nur schwer erreichen, da

bei der obigen Betrachtung nur die Luftmenge eingesetzt wurde, die theoretisch notwendig ist, um den aus der Stoffbahn austretenden Wasserdampf aufzunehmen.

Um den Luftüberschuß möglichst klein zu halten, arbeiten schwedische und kanadische Fabriken bereits mit Gehängen, die von der Decke bis nahe auf den Boden reichen, wodurch die Trockenpartien nahezu gekapselt arbeiten und das Eindringen von Falschluft unmöglich wird.

Wie aus dem Vorangegangenen zu ersehen ist, läßt sich durch die Ausnutzung der Schwaden- und Entspannungswärmen der Dampfverbrauch stark herabdrücken. Man erhält außerdem eine sehr große Menge Warmluft für Raumheizung.

D. Kraftzentrale.

In der Kraftzentrale wurden 2 Messungen vorgenommen:

1. Dampfverbrauch der Zwillings-Gegendruck-Maschine.

2. Dampfverbrauch der Triplex-Kondensations-Maschine.

Die Messung ergab einen Durchfluß von:

Q = 120.360 kg/Tag mit einem Mittelwert von 5015 kg/Std.

für die Gegendruck-Maschine.

Abb. 17

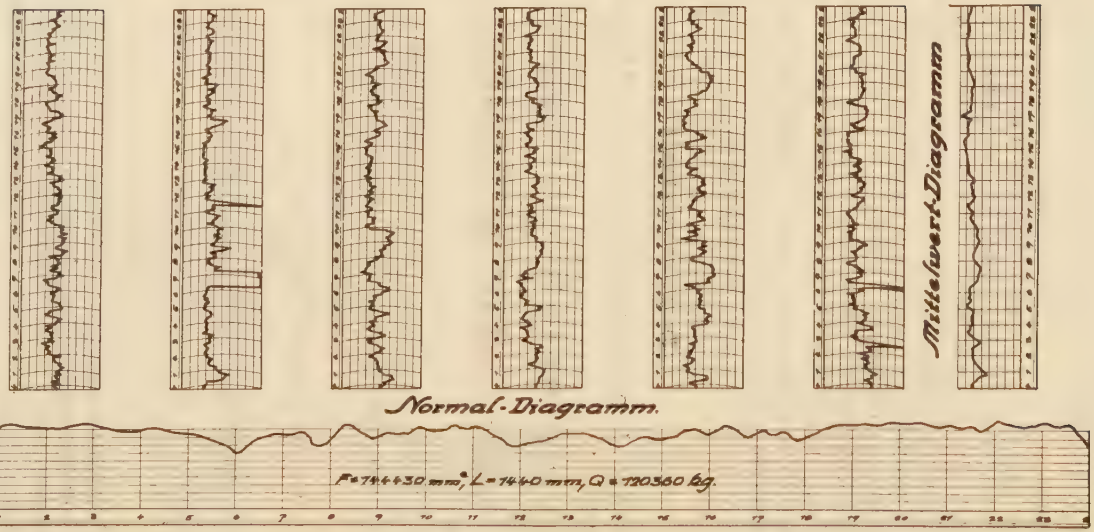
Q = 103.800 kg/Tag mit einem Mittelwert von 4325 kg/Std.

für die Kondensationsmaschine.

Abb. 18

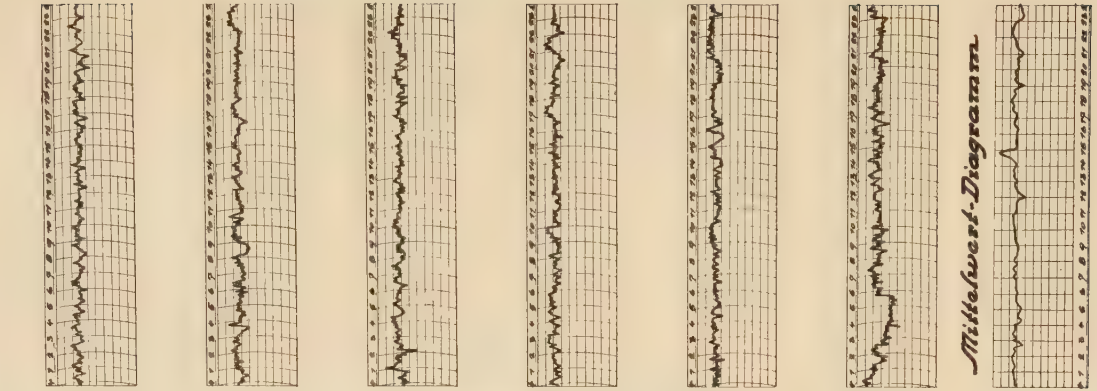
Die Kondensationsmaschine benötigt also etwa 15% der Gesamt-Dampferzeugung und kann somit gerechnet werden, daß man durch die ausschließliche Krafterzeugung in einer Abdampfmaschine ca. 10% an Frischdampf im modernisierten Betrieb ersparen wird.

Frischdampfverbrauch der Gegendruckmaschine Abb. 77.



Frischdampfbedarf der Triplexmaschine.

Abb. 78.



E. Verdampfstation.

Um ein einwandfreies Bild über den Dampfverbrauch dieser Abteilung zu gewinnen, wurde die Zusatzdampfleistung, die normal vom großen Kesselhaus über Meßstelle 16 zur Verdampfstation geleitet wird, gesperrt und im kleinen Kesselhaus anstatt ausschließlich mit Holzabfällen mit Zusatzkohle geheizt.

Wie aus dem Schema Nr. 4 ersichtlich, ist dann die Messung vor und hinter jeder Arbeitsgruppe vorgenommen, wodurch dann durch Subtraktion der Verbrauch der Einzelgruppen bestimmt werden konnte.

Es ergab sich dabei Folgendes:

1. Dampffluß hinter den Kesseln 2620 kg/Std. (Abb. 19)
2. Dampffluß hinter den Eindickzylindern . . . . . 1600 kg/Std. (Abb. 20)
   Dampfverbrauch d. Eindickzylinder . . . . . **1020 kg/Std.**
2. Dampffluß hinter d. Eindickzylindern . . . . . 1600 kg/Std. (Abb. 20)
3. Dampffluß hinter der Kiesrösterei . . . . . 1152 kg/Std. (Abb. 21)
   Dampfverbrauch der Kiesrösterei . . . . . **448 kg/Std.**

Die Vorverdampfung erhält ihre Wärmeenergie:

1. Durch den Abdampf der Fabrik über Meßstelle 15 (Abb. 22).

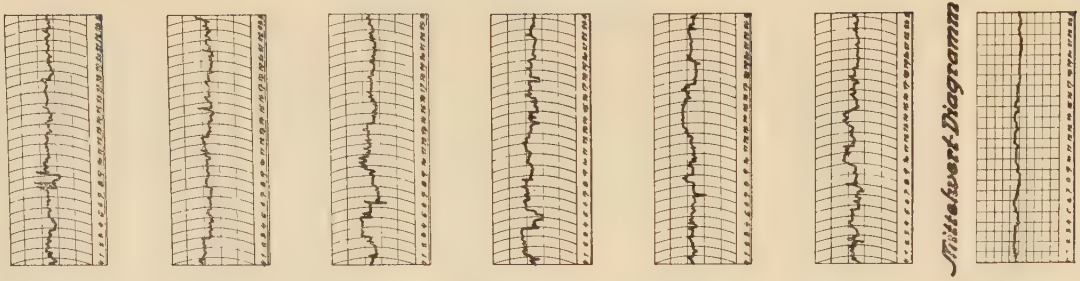
2. Durch den Abdampf der Gegendruckmaschinen in der Verdampfstation.

Die Messung ergab:

Abdampf der Fabrik . . . . . 1860 kg/Std.
Dampfverbrauch der Gegendruckmaschinen . . . . . 1150 kg/Std.
Total für Vorverdampfung . . . . . **3012 kg/Std.**

Frischdampfverbrauch der Verdampfstation

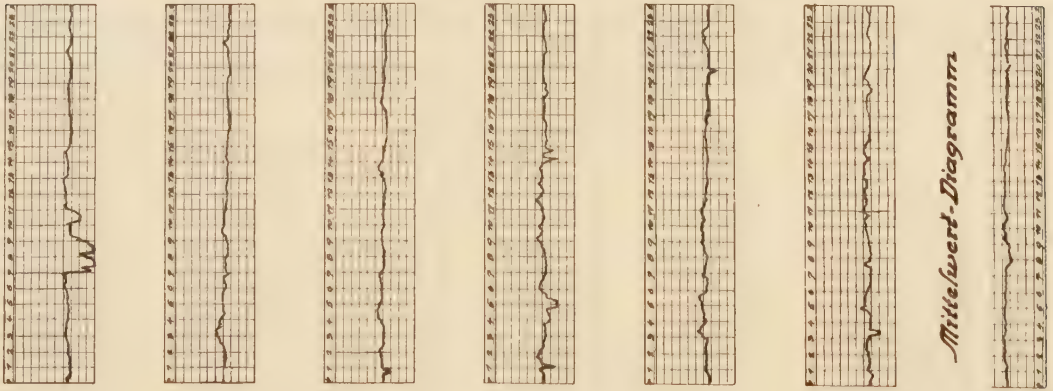
Abb. 79.



Normal-Diagramm.

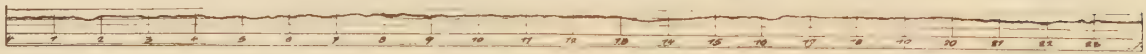
F=95100 mm², L=1440 mm, Q=62880 kg.

Dampffluss hinter den Trockenzylindern der Verdampfstation. Abb. 20.



Normal-Diagramm

F = 45790 mm², L = 7440 mm, Q = 38400 kg



Der Gesamtdampfverbrauch in der Verdampfstation beträgt somit:

Abdampf der Fabrik	1860 kg/Std.
Frischdampf	2620 kg/Std.
	4480 kg/Std.
Kiesrösterei	448 kg/Std.
Totalverbrauch	**4032 kg/Std.**

Gleichzeitig mit den Dampfmessungen sind Messungen über die in der Verdampfstation aus der Ablauge verdampften Wassermengen vorgenommen. Diese Messungen zeigten:

1. In der Vorverdampfung	1924.5 kg/Std.
2. Auf den Eindickzylindern	53.5 kg/Std.

Wasserverdampfung. Hieraus folgert sich:

1. Für die Vorverdampfung	1,56 kg Dampf
2. Für die Eindickzylinder	19,10 kg Dampf

pro kg verdampftes Wasser.

Im Betrieb befanden sich während des Versuches 800 m² Vorverdampfungsfläche in der Vorverdampfung. Es folgt somit für die Vorverdampfung eine Belastung von 2,4 kg Wasser/m².

In der Nachverdampfung arbeitete eine Gesamtverdampfungsfläche von 27,6 m² mit einer spezifischen Belastung von 1,94 kg.

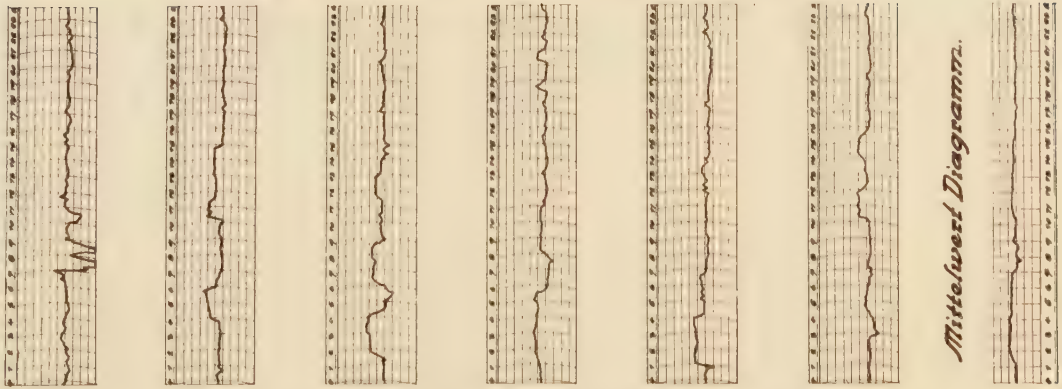
Für die genaue Beurteilung der Messungen darf jedoch nicht außer acht gelassen werden, daß von dem den Trockenzylindern zugeführten Dampfquantum in den Zylindern nur etwa 50% vollkommen kondensierte, der Rest aber diese im Dampfstadium passierte und ins Kesselspeisewasser geleitet wurde.

Die Verluste dieser Rückgewinnung sind aber derartig hoch, daß nur ca. 50% der Rückwärme nutzbringend gewonnen wird. Die Endziffern für die Vorverdampfung werden also hierdurch verhältnismäßig wenig beeinflußt.

Um nun noch den Betrieb des kleinen Kesselhauses kontrollieren zu können, ist eine Messung der Zusatz-Dampfmenge vom großen Kesselhaus vorgenommen.

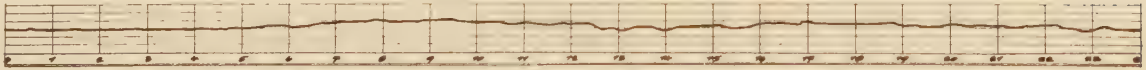
Frischdampfverbrauch der Vakuumpumpen.

Abb. 27.



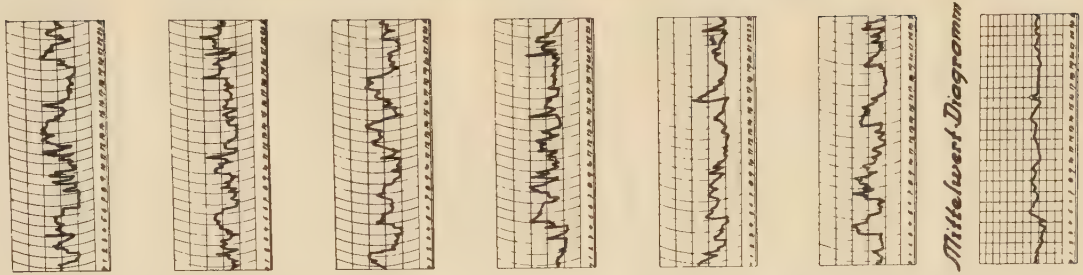
Normal-Diagramm.

F = 33220 mm², L = 7440 mm, Q = 27660 kg



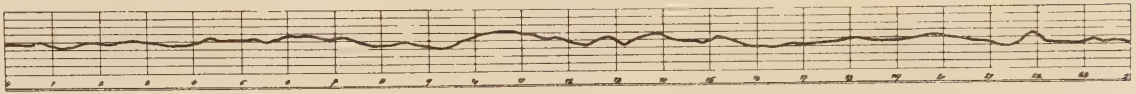
Abdampfverbrauch der Verdampfstation.

Abb. 22.



Normal-Diagramm.

F = 54100 mm²; L = 7440 mm; Q = 44640 kg.



Hierbei ergab sich ein Mittelwert von 1467 kg/Std. Da nun im Hauptversuch die Frischdampferzeugung des kleinen Kesselhauses mit 2620 kg/Std. gemessen wurde, so ersieht man hieraus, daß im Normalbetrieb im kleinen Kesselhaus nur 1153 kg/Std. erzeugt werden. Die Gesamtheizfläche dieser Anlage beträgt 200 m^2, d. h. wir erhalten im Normalbetrieb eine mittlere Kesselbelastung von 5,77 kg/m^2. (Abb. 23)

Man darf wohl mit Recht annehmen, daß im kleinen Kesselhaus durchschnittlich mit einem Wirkungsgrad von etwa 50% gearbeitet wird. Beobachtet man aber den Späne-Heizbetrieb, so sieht man, daß die Feuerungstüren über 30% der Betriebszeit geöffnet sind. Ein großer Teil der Wärme wird also zum Schornstein hinausgejagt. Es erklärt sich hierdurch die Ablagerung von Holzkohlepartikeln in allen Teilen der Fabrik. Messungen hierüber ergaben bei Windstille 1,5 g/m^2 Fabriksfläche und Stunde.

Die Verdampfungsziffern zeigen, daß sich auch in dieser Abteilung durch eine moderne Apparatur sehr viel Wärme ersparen läßt. Die höchste Wirtschaftlichkeit ist mit folgendem System zu erreichen:

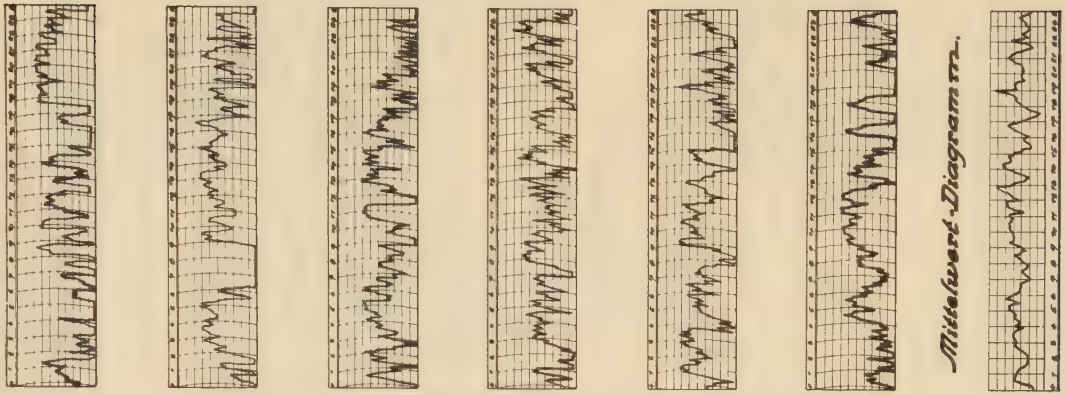
1. Mehrkörperverdampfung.
2. Verdampfung mit Brüdenkompression.

Bei der Mehrkörperverdampfung kann im Vier-Körpersystem mit einem Dampfverbrauch von 0,36 kg/kg verdampftes Wasser gerechnet werden. Steht jedoch billige elektrische Energie zur Verfügung, so verwendet man besser das Prinzip der Brüdenkompression. Als Kompressor dient in den meisten Fällen ein Turbokompressor, dessen Abmessungen auch bei großen Leistungen noch verhältnismäßig klein bleiben. Die Verdampfungsleistung beträgt ca. 30 kg Wasser/kWh.

Außer diesen Grundprizipien verwendet man in der neuesten Zeit eine Kombination beider. Die Apparatebaugesellschaft Lurgie G. m. b. H. baut eine Apparatur mit Brüdenkompression in der ersten Stufe und einen dahinter geschalteten Dreifach-Verdampfer. Die mit der Einrichtung erreichte Verdampfung beträgt 0,3 kg Dampf pro kg verdampftes Wasser. Als

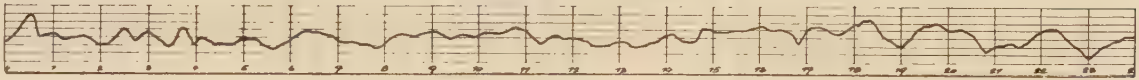
Frischdampfzwatz der Verdampfstation

Abb. 23.



Normal-Diagramm

F = 42048 mm² L = 1440 mm Q = 35208 kg.



Kompressor arbeitet in dieser Zusammenstellung ein Strahlkompressor, der gegen den Einfluß der sauren Brüden bedeutend unempfindlicher ist und weniger Wartung als der Turbokompressor benötigt.

Mit den erwähnten Apparaturen wird die anfallende Ablauge von ca. 7° Be auf 35—40° Be eingedampft. Die Ueberführung in Trockenlauge (Zellpech) geschieht dann auf dahinter geschalteten Trockenzylindern.

Es soll hier nur das Prinzip der Ablaugen-Eindickung gestreift werden. Ein genauer Vorschlag läßt sich vorläufig schwer machen, da der Ausbau erst dann in Angriff genommen werden kann, wenn die übrigen Teile des Werkes modernisiert sind. Daher läßt sich vorläufig schwer beurteilen, ob es rentabler ist, größere Kraft- oder Wärmemengen für den Eindampfbetrieb aufzuwenden.

F. Kesselhaus.

In der letzten Messung wurde der Dampfverbrauch der Turbospeisepumpen ermittelt. Da es sich um Belastungen handelt, die gleichen täglichen Schwankungen ausgesetzt sind, so wurde die Messung an jeder der beiden Turbopumpen nur für einen Tag durchgeführt. Der mittlere Verbrauch stellte sich hierbei auf auf 1797 kg/Std., ein Wert, der etwa 30% über dem Garantiewert lag. Der Mehrverbrauch ist auf den nicht einwandfreien Zustand der Leit- und Laufschaufeln zurückzuführen. Es bringt uns jedoch nur einen geringen Verlust, da die beiden Gruppen ihren Abdampf in das Kesselspeisewasser senden. Die Messung wird dargestellt in Abb. 24.

G. Heizversuch.

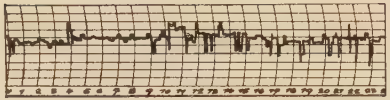
Der Heizversuch wurde im großen Kesselhaus über 7 Tage durchgeführt. Es sind hierbei folgende Daten festgelegt worden:

1. Speisewasserverbrauch.
2. Kohlenverbrauch.
3. Speisewassertemperatur.

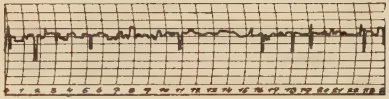
Frischdampfverbrauch der Kesselspeisepumpen

Abb. 24.

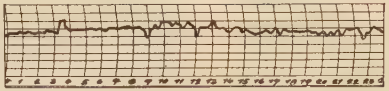
Turbopumpe 1.



Turbopumpe 2.

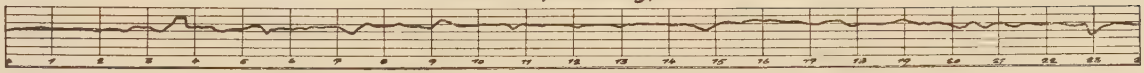


Mittelwert-Diagramm.



Normal-Diagramm.

F = 51700 mm², Q = 45226 kg, L = 1440 mm



Total wurden im Mittel 28.300 kg Wasser pro Stunde verdampft. Hiervon entfielen auf die Produktion des 12 atü-Dampfes 15.700 kg/Std. Für die Produktion des 8 atü-Dampfes 12.600 kg/Std. Das 12-atü-Dampfquantum zerfällt in 2 Teile:

1. 11.743 kg 12 atü— 280° C Ueberhitzung.
2. 3.957 kg 12 atü— Sattdampf.

Die abgegebene Wärmemenge errechnet sich somit zu:

1. 11.743 kg 12 atü— 280° C . . . . 8.45 . 10^6 Cal.
2. 3.957 kg 12 atü— Sattdampf . 2.64 . 10^6 Cal.
3. 12.600 kg 8 atü— Sattdampf . 8.35 . 10^6 Cal.

Total abgegebene Wärmemenge . **19.44 . 10^6 Cal.**

Die mittlere Speisewassertemperatur betrug 72.5° C.

Dies entspricht einem Wärmeinhalt von 2,04 . 10^6 Cal.

An Kohle wurden im Mittel verheizt 3900 kg/Std.

Verfeuert wurde:

75% Kleinkohle Heizwert . . . . 6.461 Cal.
25% Staubkohle Heizwert . . . . 6.229 Cal.

Der mittlere Heizwert des Kohlengemisches beträgt somit:

0,75 . 6.461 = 4.850 Cal.
0,25 . 6.229 = 1.600 Cal.

Mittlerer Heizwert = **6.450 Cal.**

Die gesamte zugeführte Wärme berechnet sich zu:

1. Kohlenwärme 6.450 . 3.900 = 25,2 . 10^6 Cal./Std.
2. Speisewasserwärme . . = 2,04 . 10^6 Cal./Std.

Total . . . . . = **27,24 . 10^6 Cal./Std.**

Ferner beträgt der Wirkungsgrad der Kesselanlage:

$$\frac{19.44}{27.24} \cdot 100 = 71.4\ \%$$

In Anbetracht der alten Anlage ist dies ein außerordentlich guter Wirkungsgrad, ein Beweis für vorzügliche Wartung.

III. Kontrolle der Wärme-Messungen.

Durch Ausführung von Einzel- und Summen-Messungen im Dampfteil einerseits, sowie durch den Heizversuch andererseits ist man in der Lage, eine äußerst genaue Kontrollrechnung über die Richtigkeit der Messungen aufzustellen.

1. Abdampf der Gegendruck-Zwillings-Maschine.

Bleicherei Abdampf	1745 kg/Std.
Papiermaschinen Abdampf	2120 kg/Std.
	3865 kg/Std.
5% Rohrleitungsverluste	195 kg/Std.
Total Abdampf für Bleicherei und Zellulosemaschinen	4060 kg/Std.
Frischdampf der Gegendruckmaschine	5015 kg/Std.
Dampfverluste in d. Masch. errechnet	405 kg/Std.
Abdampf der Gegendruck-Maschine	4610 kg/Std.
Abdampf der Bleicherei und Zellulosemaschine	4060 kg/Std.
Differenz	550 kg/Std.
Rohrleitungsverluste 5%	25 kg/Std.
Abdampf der Zwillings-Gegendruck-Maschine für die Verdampfstation	**525 kg/Std.**

2. Abdampf der Sulzer- und Görlitzer-Maschine.

Frischdampf der Sulzer-Maschine errechnet aus dem Kraftdiagramm	1180 kg/Std.
Dampfverlust in der Maschine	380 kg/Std.
Abdampf der Sulzer-Maschine	**800 kg/Std.**
Frischdampf der Görlitzer Maschine errechnet aus dem Kraftdiagramm	800 kg/Std.
Dampfverlust in der Maschine	250 kg/Std.
Abdampf der Görlitzer Maschine	**550 kg/Std.**
Gesamt-Abdampf der Sulze- und Görlitzer-Maschine	1350 kg/Std.
Abdampf für die Zellulose-Maschinen	915 kg/Std.
Differenz	435 kg/Std.
Rohrleitungsverluste 5%	25 kg/Std.
Abdampf für die Verdampfstation	**410 kg Std.**

3. Bestimmung der Dampfzusatzmenge in dem Dampfsammler der Gegendruck-Zwillingsmasch.

Abdampf für die Verdampfstation:

a) Von der Zwillings-Gegendruchmasch.	525	kg/Std.
b) Von der Sulzer- u. Görlitzer-Masch.	410	kg/Std.
Summe	935	kg/Std.
In Meßstelle Nr. 15 gemessener Abdampf	1860	kg/Std.
Frischdampfzusatz in den Dampfsammler der Zwillings-Gegendruckmaschine	925	kg/Std.

Der Dampfsammler liegt auf der Gegendruckseite der Zwillings-Gegendruckmaschine und zwar zwischen Gegendruckleitung und Niederdruckkessel. Er ist im Dampfschema nicht eingezeichnet.

4. Kontrolle des Dampfverbrauches im großen Kesselhaus.

Frischdampf der Zwillings-Gegendruckmaschine	5015	kg/Std.
Frischdampfzusatz in d. Dampfsammler	925	kg/Std.
Frischdampf der Triplex-Kondensationsmaschine	4325	kg/Std.
Kochdampf:		
Kocher Nr. 1, 2 und 5	1690	kg/Std.
Kocher Nr. 7 und 8	1740	kg/Std.
Kocher A und B	3600	kg/Std.
	7030	kg/Std.
Frischdampf der Verdampfstation	1467	kg/Std.
Frischdampf für Sulzer- und Görlitzer-Masch.	1980	kg/Std.
Frischdampf für Zellulosemaschinen	3155	kg/Std.
Frischdampf für Bleicherei	1900	kg/Std.
Frischdampf für Speisepumpen	1797	kg/Std.
Summe der Einzel-Dampfverbräuche	27594	kg/Std.
Rohrleitungsverluste 3%	830	kg/Std.
Totalverbrauch	28424	kg/Std.
Totaler Kesselspeisewasser-Verbrauch	28300	kg/Std.
Meßungenauigkeit	124	kg/Std.

5. Heutiger Gesamt-Dampfverbrauch der Fabrik.

a) Großes Kesselhaus . . . . . 28424 kg/Std.

b) Kleines Kesselhaus

Verdampfstation	1153 kg/Std.	
Trockenschränke	250 kg/Std.	
		1403 kg/Std.

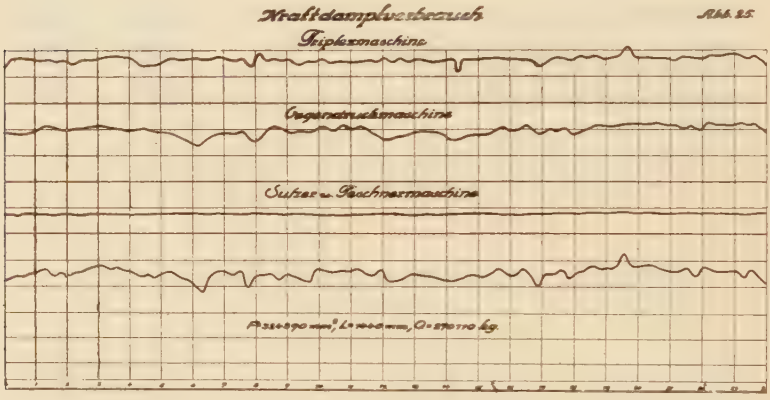
Gesamt-Dampfverbrauch im Sommer **29827 kg/Std.**

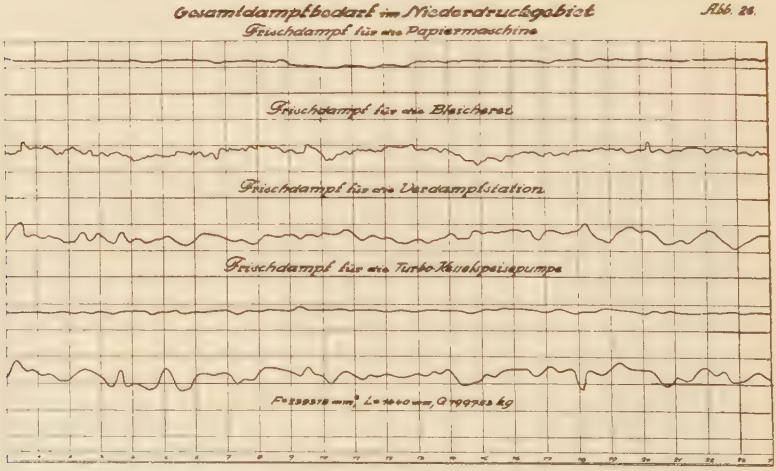
10% für Winterheizung . . . . . 3000 kg/Std.

Gesamt-Dampfverbrauch im Winter **32827 kg Std.**

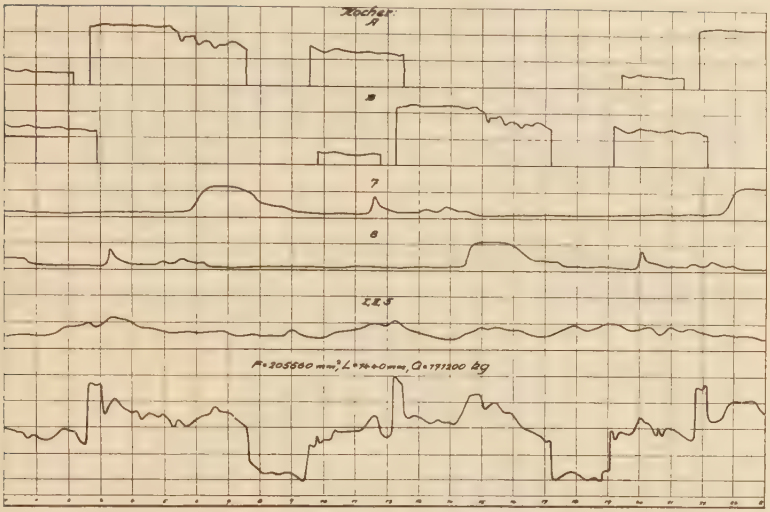
IV. Graphische Darstellung der Wärmewirtschaft.

Um sich die heutige Wärmewirtschaft der Fabrik klar vorstellen zu können, ist der Gesamtwärmeverbrauch in den nachfolgenden Abbildungen nochmals graphisch zusammengestellt.

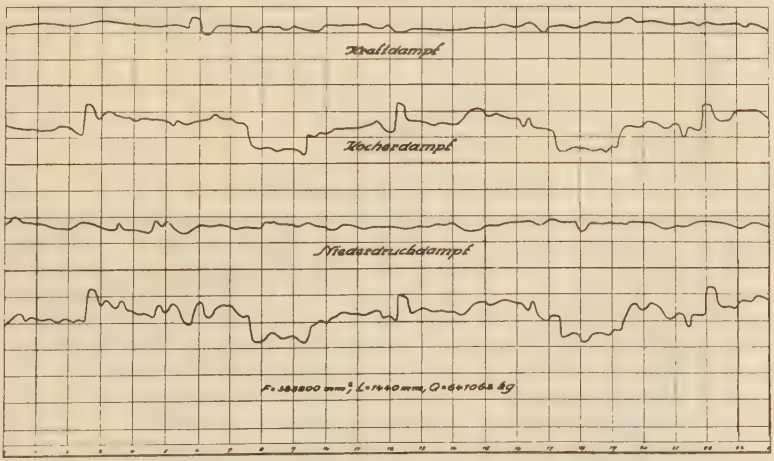




Gesamtkochdampf-Diagramm. Abb. 27.



Normal-Gesamtbelastung des grossen Kesselhauses. Abb. 28.



Ferner wird im Diagramm Nr. 29 gezeigt, wie sich die Wärme des großen Kesselhauses zu den einzelnen Gruppen hin verteilt.

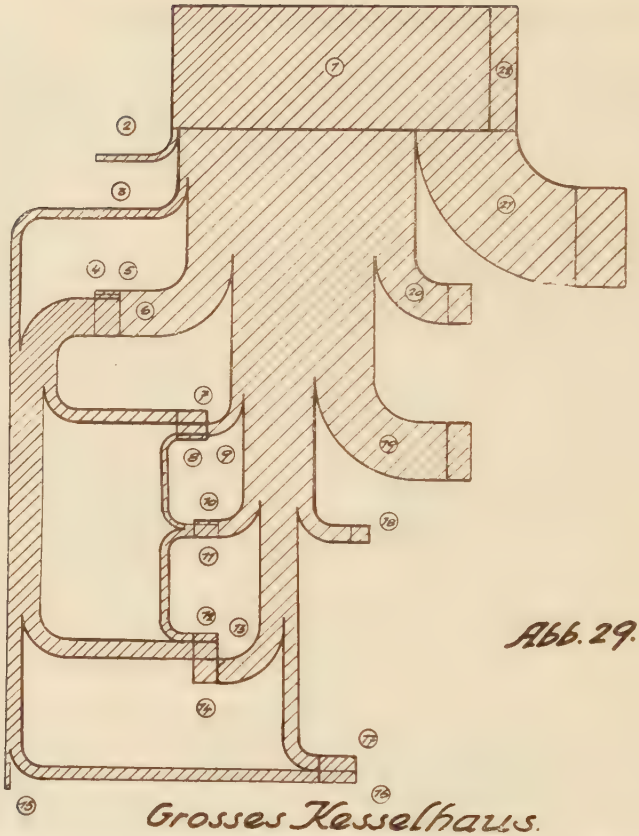


Abb. 29.

Grosses Kesselhaus.

Nr.	Bezeichnung	Cal. 10^6	Nr.	Bezeichnung	Cal. 10^6
1	Kohlenwärme	25,2	12	Abd. Sulzer u. Teschnerm. f. Papierm.	0,60
2	Frischdampf Rohrleitungs-Verluste	0,57	13	„ Gegendruckmasch. „ „	1,39
3	Gegendruck-Dampfsammler	0,62	14	Frischdampf f. d. Papiermaschine	2,09
4	Verlust in der Gegendruckmasch.	0,29	15	Rohrleitungsverluste v. Gegendrm.	0,18
5	Kraft der Gegendruckmaschine	0,33	16	Abd. v. d. Gegendruckm. f. Bleicherei	1,14
6	Total Frischdampf d. Gegendruckm.	3,51	17	Frischdampf f. d. Bleicherei	1,26
7	Abd. d. Gegendruckm. f. Verdampfst.	0,94	18	Frischdampf f. Kesselspeisepumpen	1,2
8	Abd. d. Sulzer- u. Teschnerm. „ „	0,27	19	Frischdampf f. d. Kocherei	4,65
9	Zusatz-Frischdampf „ „	0,97	20	Frischdampf f. d. Triplex-Masch.	3,12
10	Verluste in d. Sulzer u. Teschnerm.	0,46	21	Kesselhaus-Verluste	7,84
11	Total Frischd. „ „ „	1,42	22	Rückwärme i. d. Kesselspeisewasser	2,08

Nicht eingezeichnet wurde in das Diagramm der Rückfluß der Kesselspeisewärme. Es sei hier nur erwähnt, daß dieser zur Hauptsache von den Kesselspeisepumpen und Zellulose-Maschinen zurückführt.

Im Diagramm Nr. 30 ist die Gesamtwärme als Kreis gezeichnet und die in den einzelnen Abteilungen verbrauchte Wärme als Sektor eingetragen.

Abb. 30.

Polardiagramm über den Wärmeverbrauch in den einzelnen Abteilungen in % der Gesamtwärme.

Auch hier blieb die Kesselspeisewasser-Wärme unberücksichtigt. Sie ist in dem Verbrauch der einzelnen Abteilungen enthalten.

Diagramm Nr. 29 gilt nur für den Wärmefluß vom großen Kesselhaus. Diagramm Nr. 30 für den Gesamt-Wärmeverbrauch im Sommer.

Interessant ist nun noch zu sehen, wie die momentane Dampfentnahme und damit die Kesselbelastung schwankt. Zu diesem Zweck sind aus den bereits früher gezeigten Aufnahmen die im Normalmaßstab aufgezeichneten Mittelwertdiagramme zu Gesamt-Dampfverbrauchskurven zusammengestellt (Abb. 26—27) und dann durch Zusammenzeichnen der erhaltenen Endkurven zur Gesamtbelastungskurve für den augenblicklichen Betrieb des großen Kesselhauses aufgetragen. (Abb. 28). Unberücksichtigt blieb ein kleiner Teil von Dampfverlusten (Rohrleitungsverluste), den man dann als konstante Mehrbelastung hinzuzutragen hätte.

V. Neu-Anlagen.

Aus den Diagrammen Nr. 29, 30 ist zu ersehen, daß die wärmetechnische Rentabilität des Werkes durch den Betrieb der 600 PS Triplex-Kondensations-Maschine sowie durch Verwendung von Frischdampf für Heizzwecke herabgedrückt wird. Außerdem spielen, wie ersichtlich, die großen Verluste der Kesselanlage eine starke Rolle.

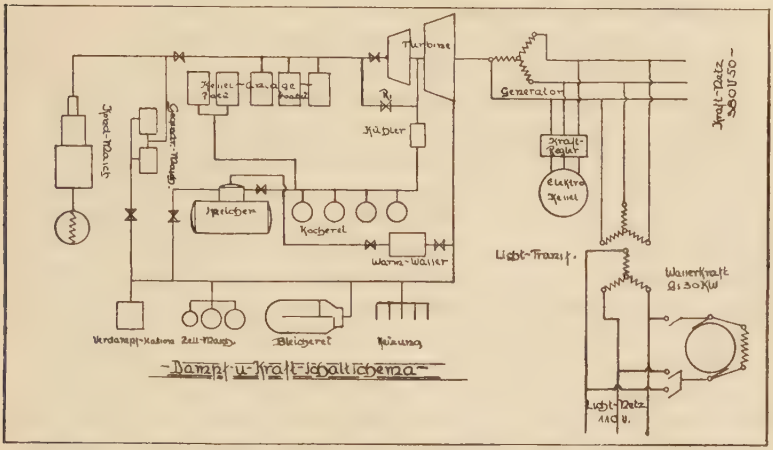


Abb. 31

In modernen Fabrikationsbetrieben mit großen Koch- und Heiz-Belastungen ist man deshalb dazu übergegangen, Hoch- und Höchstdruck-Anlagen zu bauen, um auf diese Art die in der Fabrik benötigte Kraftenergie als Abfallenergie zu erhalten. Es soll deshalb mit der Dampfspannung so hoch gegangen werden, daß mindestens die für den Normalbetrieb benötigte Kraftenergie als Abfallenergie anfällt.

Bei Verwendung normaler Kesseltypen kann heute ohne Schwierigkeit eine Spannung von 40 atü gewählt werden. Durch diese Spannung erhält man eine Turboleistung von ca 2100 kW, d. h. außer der für den Betrieb erforderlichen Kraftenergie von 750 kW verbleibt noch eine Abfallenergie von ca 1050 kW,

die entweder zu einem billigen Preis abgegeben, resp. im eigenen Betrieb zur Elektrifizierung von heute mit Dampf betriebenen Abteilungen (Verdampfstation) benutzt werden kann.

Im beiligenden Schema 31 ist die neu projektierte Hochdruckanlage dargestellt. Wie ersichtlich, handelt es sich hierbei um 3 Druckgebiete:

1. Hochdruckgebiet 40 atü (Kesselanlage-Turbine).
2. Mitteldruckgebiet (Anzapfstelle Turbine-Dampfspeicher).
3. Niederdruckgebiet (Gegendruckstutzen der Turbine-Heizdampfverbraucher).

Zum Ausgleich der Entnahme-Schwankungen durch den Kochbetrieb im M.-D.-Gebiet ist zwischen M.-D.-Gebiet und N.-D.-Gebiet ein Dampfspeicher gelegt. Wie aus dem Schema zu ersehen ist, wird der gesamte Dampf, der in der Fabrik für Koch- und Heizzwecke Verwendung findet, zunächst in der Turbine von 40 atü auf die jeweils benötigte Dampfspannung herabgewirtschaftet und hiernach in den Kochern u. s. w. bis zur Kondensation weiter verarbeitet.

Um auf alle Fälle im M.-D.-Gebiet nur Sattdampf zu erhalten, ist der Kocherei ein Dampfkühler vorgeschaltet. Dieser Kühler hat ebenfalls den in Ausnahmefällen über das Reduzierventil R_1 überströmenden Frischdampf die Ueberhitzungsenergie zu entziehen.

Durch die Zwischenschaltung eines Dampfspeichers ist man in der Lage, alle Entnahme-Schwankungen von der Turbine und damit auch von der Kesselanlage fernzuhalten. Umgekehrt ist es aber dann wieder nötig, die elektrische Belastung der Turbogruppe konstant zu halten. Die Kraftleistung schwankt aber im Normalbetrieb um ca 20%. Man ist also gezwungen, auch hier einen Ausgleich zu schaffen.

Dieser Ausgleich wird erreicht durch Parallelschaltung eines Elektrokessels zum Betriebs-Netz. Er wird automatisch in Abhängigkeit von der jeweiligen Betriebsbelastung derart geregelt, daß die Turbo-

Belastung dauernd konstante Vollast zeigt, (Parallelfahren mit künstlichem Netz). Wir haben also hier eine Hochdruckanlage vor uns, die mit 2 Energiereglern arbeitet:

1. Regelung der Dampfenergie durch Dampfspeicher.
2. Regelung der Kraft durch automatisch gesteuerten Elektrokessel.

Diese Art der Anordnung dürfte der Schaltung einer Turbine mit 2 Entnahmestellen und einem Kondensationsteil als Kraftregler überlegen sein, da bei der angegebenen Schaltung die gesamte Dampfenergie nutzbringend verarbeitet wird.

Als Reserve für die neue Turbogruppe bleibt vorläufig die alte Maschinenanlage bestehen. In Fällen einer Betriebsstörung am Turbo wird die Hochdruck-Kesselanlage nur mit 12 atü betrieben. Außerdem gehen dann die beiden heute im Betrieb befindlichen Garbe-Kessel mit auf 8 atü reduzierter Spannung zur Deckung des Kochdampfbetriebes. Die Niederdruck-Verbraucher erhalten in diesen Fällen ihre Dampfenergie erstens von der Gegendruckseite der Zwillings-Maschine und ferner von den beiden Garbe-Kesseln über den Dampfspeicher. Es ist also sowohl wärme- als auch kraft-technisch in der Neuanlage eine 100%-ige Reserve vorhanden.

Für Notbeleuchtung im Augenblick totaler Störung liefert die vorhandene Wasserturbinen-Zentrale eine Gleichstrom-Energie von 30 kW.

Es wurde also in dem Vorschlag die Turbine für die Schluckfähigkeit der maximalen Dampfspitze ausgelegt. Ein anderer Weg wäre die Auslegung des Turbosatzes auf die größte Kraftspitze und Zusatz von Frischdampf für die Fabrikation über eine Reduzierstation.

Ausschlaggebend für die Entscheidung ist die Verwendung der elektrischen Abfallenergie.

Bevor zur Beschreibung des Dampfverbrauches nach dem ersten Umbau (Kesselanlage-Turbogruppe-Dampfspeicher) geschritten wird, sollen an dieser

Stelle kurz die später im Betrieb befindlichen Arbeitsgruppen aufgeführt werden (siehe Abb. 32).

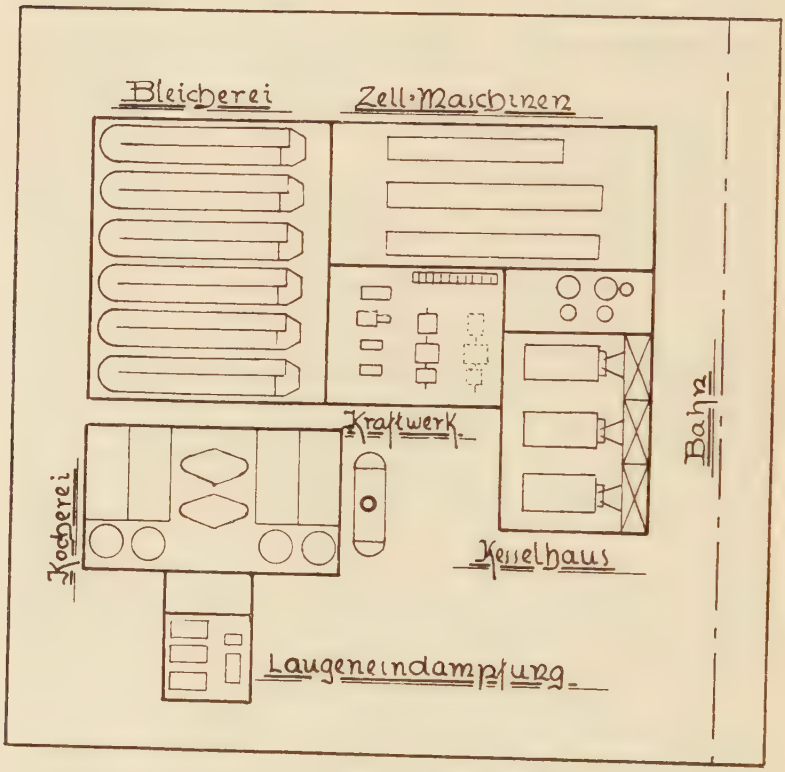


Abb. 32

1. Nach dem ersten Umbau.

a) **Kocherei.** Es befinden sich im Betrieb 4 Kocher von der Größe der jetzigen A und B-Kocher (200 m³). Der Betrieb der Kocher wird mit einer Umlaufzeit von 16 Stunden durchgeführt, d. h. die Kocher arbeiten in 4-stündiger Phasenverschiebung.

b) **Bleicherei. Zell-Maschinen.** Der Betrieb wird wie heute weitergeführt.

2. Nach dem zweiten Umbau.

a) **Kocherei.** Der Betrieb wird wie unter 1. weitergeführt.

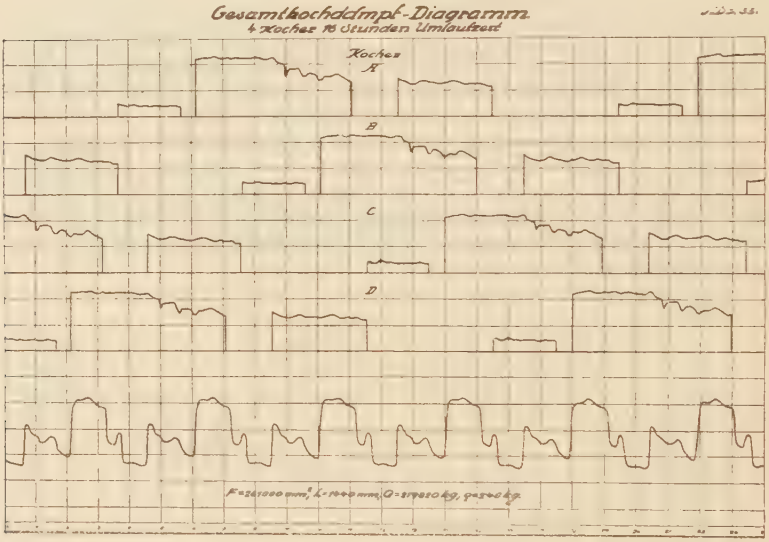
b) **Bleicherei.** Es befinden sich 4 große Holländer à 15 tons im Betrieb. Der Bleichturnus umfaßt 16 Stunden, die Holländer sind jeweils um 4 Stunden phasenverschoben.

c) **Zellulosemaschinen.** 2 Maschinen à 40 tons, 1 Lomps-Maschine à 10 tons. Die großen Maschinen sind für die Erzeugung von Kunstseidenstoff und hochwertiger Zellulose, die kleinen für die Verarbeitung von Fang-, Späne- und Koller-Stoff.

Ueber den Ausbau resp. Umbau der Verdampfstation kann, wie bereits erwähnt, heute noch kein genauer Entschluß gefaßt werden und wäre es nötig, diese Abteilung später einer besonderen Studie zu unterziehen.

VI. Dampfverbrauch in der Neu-Anlage nach dem ersten Umbau.

Um über den Dampfverbrauch in der Kocherei beim Betrieb von 4 Kochern à 15 tons ein klares Bild zu erhalten, ist ausgehend vom Normal-Dampfverbrauch des B-Kochers ein Gesamtdiagramm konstruiert.



Man sieht aus der Endkurve dieses Diagrammes, daß im Betrieb periodische Dampfentnahme-Schwankungen auftreten. Die Dampfentnahme schwankt zwischen den Werten 6500 und 13100 kg. Die mittlere Belastung stellt sich auf 9120 kg/Std.

Das Diagramm Nr. 34 zeigt den Gesamt-Dampfverbrauch der Bleicherei.

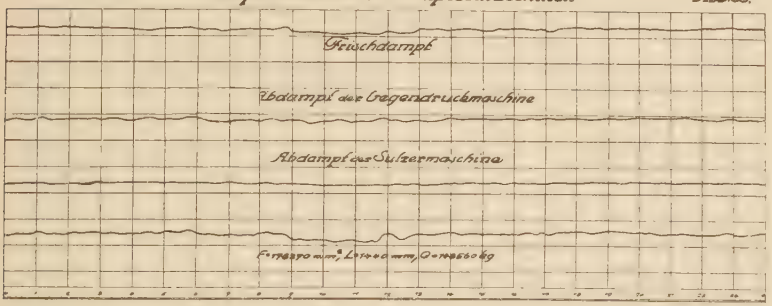
Es ergibt sich hierbei ein Mittelwert von 3645 kg/Std. Ferner wird im Diagramm Nr. 35 der Total-Dampfverbrauch der Zellulose-Maschinen gezeigt.

Der mittlere Dampfverbrauch beträgt 6190 kg/Std.

Im Diagramm Nr. 36 ist der Verbrauch der Verdampfstation und Kiesrösterei mit einem Mittelwert von 4500 kg/Std. dargestellt.

Dampfverbrauch der Bleicherei. Abb. 34.

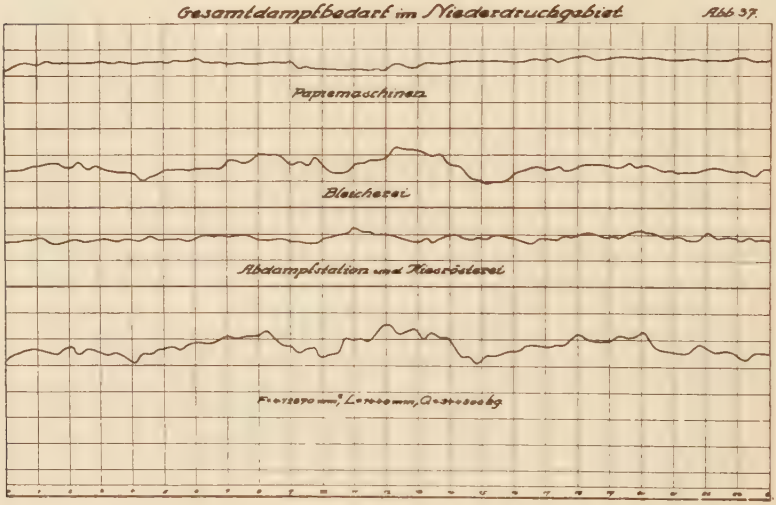
Dampfverbrauch der Papiermaschinen Abb. 35.



Dampfverbrauch der Verdampfstation und Kiesrösterei Abb. 36.

Die Verbraucher Bleicherei, Zellulosemaschinen und Verdampfstation erhalten nach dem Umbau Abdampf von der Gegendruckseite der Turbine. Siehe Schema 31.

Um Klarheit über die Turboverhältnisse zu bekommen, ist es notwendig, diese Verbraucher in einem Gesamt-Diagramm zusammenzufassen. Dieses ist durchgeführt im Diagramm Nr. 37. Die Zusammenstellung zeigt, daß im N.-D.-Gebiet nach dem Umbau mit einem Mittel-Dampfkonsum von 14.350 kg/Std. zu rechnen ist.

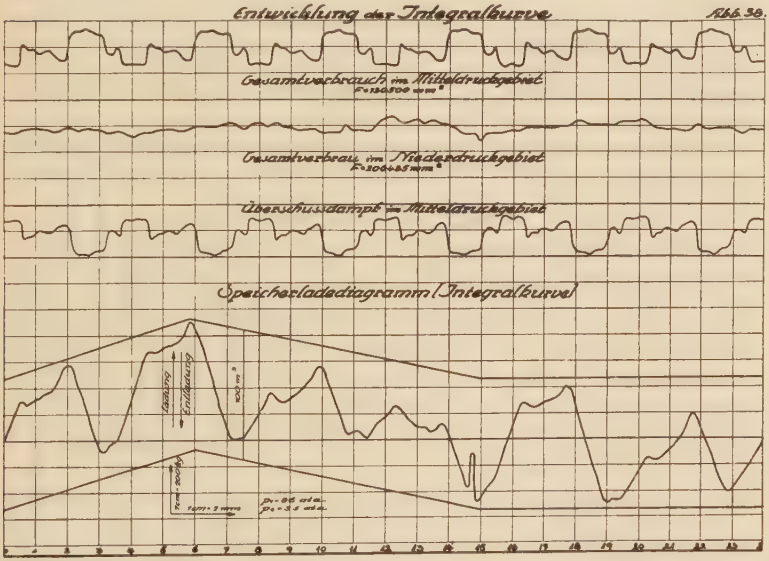


Nach der Zusammenstellung des Dampfverbrauches im Mitteldruckgebiet (Kocherei einerseits) und der Zusammenstellung des Dampfverbrauches im Niederdruckgebiet (Zell.-Maschinen, Bleicherei, Verdampfstation und Kiesrösterei andererseits) ist man in der Lage, die Turbo- und Dampfspeichergrößen zu bestimmen.

Im Diagramm Nr. 38 sind die Endkurven für das M.-D.- und N.-D.-Gebiet nochmals im Ordinatenmaßstab 1 cm = 1000 kg gezeichnet. Nimmt man nun an, daß die Dampfentnahme an der Anzapfstelle der

Turbo konstant sein soll, so müssen wir über die Spitzen der Gesamtdampfkurve vom M.-D.-Gebiet eine Parallele zur Null-Linie ziehen.

Diese Parallele gibt dann einen Maßstab für die Größe der konstanten Dampfentnahme an der Anzapfstelle der Turbine. Sie beträgt laut Diagramm Nr. 31 13.100 kg/Std. Ohne weiteres ist zu ersehen, daß nicht der gesamte Anzapfdampf im M.-D.-Gebiet (Kocherei) verbraucht werden kann.



Der Ueberschuß geht infolgedessen in den Dampfspeicher und wird über diesen in das N.-D.-Gebiet abgeleitet. Man muß deshalb von dem Gesamt-Dampfverbrauch des N.-D.-Gebietes den Ueberschuß des M.-D.-Gebietes abziehen und erhält hierdurch in dem Restbetrag das Dampfgewicht, welches die Turbogruppe gegendruckseitig in das N.-D.-Gebiet abgeben muß. Laut Diagramm Nr. 38 beträgt dieses Dampfquantum 10.400 kg/Std.

Um nun die Ladeverhältnisse des Dampfspeichers zu überblicken, ist die jeweils zeitliche Summe des

vom M.-D.-Gebiet eintretenden und aus dem N.-D.-Gebiet austretenden Dampfquantums zu bilden. Trägt man die so erhaltenen Summenwerte punktweise auf, so erhält man eine Kurve, die zu jedem Zeitpunkt Aufschluß über den Ladezustand des Dampfspeichers gibt.

Es soll nun noch darauf aufmerksam gemacht werden, daß das Flächenmaß der Endkurven vom M.-D.- und N.-D.-Gebiet in der Integralkurve als Höhenmaß auftritt. D. h. die Ordinate eines Kurvenpunktes der Integralkurve ist ein Maß für das jeweilig im Speicher enthaltene Dampfquantum in kg, und zwar beträgt dieses in dem von uns gezeichneten Diagramm Nr. 38 1 cm = 200 kg.

Die Größe des Speichers ist nun von 3 Faktoren abhängig:

1. Maximales Speicher-Dampfquantum.
2. Eintrittsdruck.
3. Austrittsdruck.

Um das maximale Speicherquantum zu erhalten, legt man durch den höchsten und tiefsten Punkt der Integralkurve eine Parallele zur Null-Linie. Der Abstand dieser beiden Parallelen ist dann das Maß für das im Speicher enthaltene maximale Dampfquantum (1 cm = 200 kg).

Der Eintrittsdruck in den Speicher beträgt 8,5 ata, der Austrittsdruck 3,5 ata. Hieraus folgert der spezifische Rauminhalt des Speichers zu 20 m^3/1000 kg. (Siehe Dampfspeicherkurven Dr. Ing. Johannes Ruth.)

Aus dem vertikalen Abstand des höchsten und tiefsten Punktes der Ladekurve, sowie dem spezifischen Laderaum ergibt sich nunmehr das gesamte Dampfspeicher-Volumen. Für unseren Fall würde demnach ein Speicher von 140 m^3 ausreichen, um sämtliche Schwankungen im Dampfverbrauch des M.-D.- und N.-D.-Gebietes auszugleichen. Man erhält also durch Verwendung eines solchen Speichers eine konstante Dampfbelastung, sowohl an der Anzapfstelle, als auch an der Gegendruckseite des Turbos. Gleichzeitig bleibt dann damit die Dampfentnahme

des Turbos und somit die Belastung der Kesselanlage konstant.

Zusammenfassend sei für den Betrieb der Anlage nach dem ersten Umbau gesagt, daß man nur eine geringe Produktionserhöhung erhält, aber andererseits der Dampfverbrauch auf ca. 23.500 kg/Std. fällt.

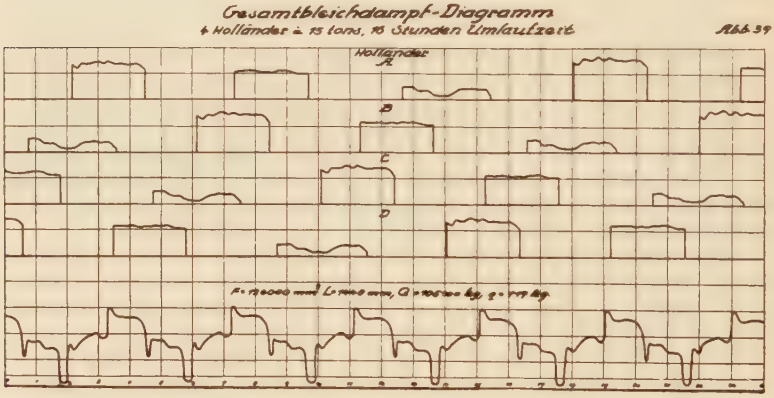
Nicht eingeschlossen sind darin die Rohrleitungs- und Kondensationsverluste in der Turbine. Berücksichtigt man diese mit 10%, so ergibt sich für den Sommer ein totaler Dampfverbrauch von 25800 kg/Std., d. h. es stellt sich der Dampfverbrauch des Werkes um ca 4000 kg/Std. oder 13,3% tiefer. Unberücksichtigt bleibt hierbei der Ueberschuß an elektrischer Energie, der in diesem Falle ebenfalls zur Erzeugung von Warmwasser benutzt würde und hierdurch den Dampfverbrauch im N.-D.-Gebiet günstig beeinflußt.

Außerdem erreicht man durch den Bau einer Hochdruck-Kesselanlage einen fast 10% höheren Wirkungsgrad derselben. Die höhere Wirtschaftlichkeit dieser Anlage wird weiter unten zusammengefaßt.

VII. Dampfverbrauch der Neu-Anlage nach dem zweiten Umbau.

Wie bereits früher ausgeführt wurde, besteht der zweite Umbau in der Modernisierung der Bleicherei und der Zellulose-Maschinen-Abteilung, sowie Kocherei. Die Dampf- und Kraft-Anlage bleibt wie nach dem ersten Umbau.

Ausgehend von dem Dampfverbrauch des 12 tons Holländers ist im Diagramm Nr. 39 der Gesamt-Dampfverbrauch von 4 Holländern à 15 tons bei einem Turnus von 16 Stunden aufgetragen.



Wie aus dem Diagramm ersichtlich, ergeben sich bei diesem Betrieb starke periodische Schwankungen in der Dampfentnahme. Es soll darauf hingewiesen sein, daß bei der Zusammenstellung des Dampfverbrauches der 15 tons Holländer nur von dem Abdampfverbrauch des heutigen 12 tons Holländer ausgegangen ist und zwar unter der Berücksichtigung, daß in dem heutigen 12 tons Holländer ausschließlich Kunstseidenstoff hergestellt wurde.

Für die Zusammenstellung des Gesamtdampfverbrauches im N.-D.-Gebiet ist im Diagramm Nr. 40 der Verbrauch einer kleinen Zellulosemaschine, 2 großer Zellulosemaschinen à 40 tons, der Bleicherei

mit 4 Holländern à 15 tons und die Verdampfstation wie im Diagramm Nr. 37 als Summendiagramm gezeichnet.

Im Diagramm 41 wurden genau wie im Diagramm 38 die Dampfturbo- und Dampfspeichergrößen bestimmt.

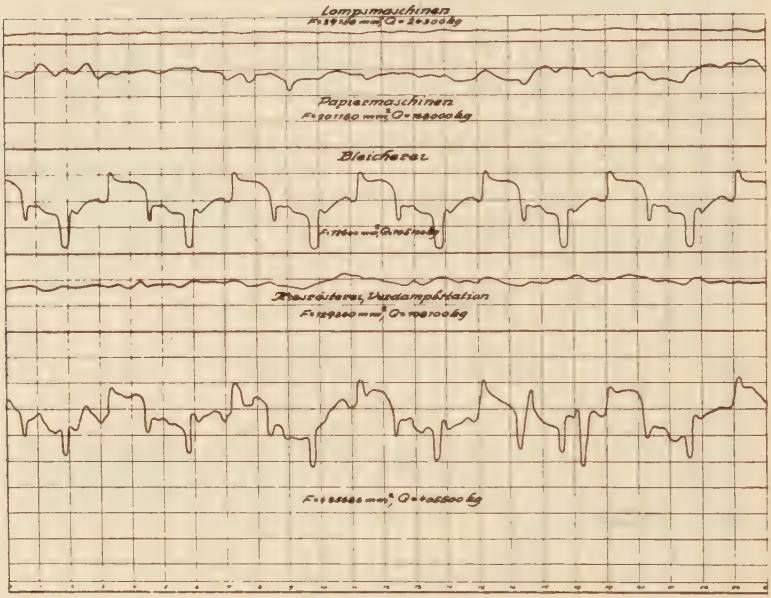
Es ist daraus zu ersehen, daß an der Anzapfstelle der Turbine 13.100 kg (wie nach dem ersten Umbau) und an der Gegendruckseite eine Dampfleistung von 12.820 kg abgegeben werden muß. Unter Berücksichtigung konstanter Kesselbelastung erhält der Speicher einen Dampfraum von 108 m^3.

Die Gesamt-Dampfentnahme beträgt ohne Berücksichtigung von Rohr- und Kondensationsverlusten 25.920 kg/Std. Berücksichtigt man diese Verluste mit 10%, so ergibt sich ein Dampfverbrauch von 27.600 kg/Std.

Man erreicht also durch einen Dampfmehrverbrauch von 2000 kg eine Produktionssteigerung von 20000 kg Zell.

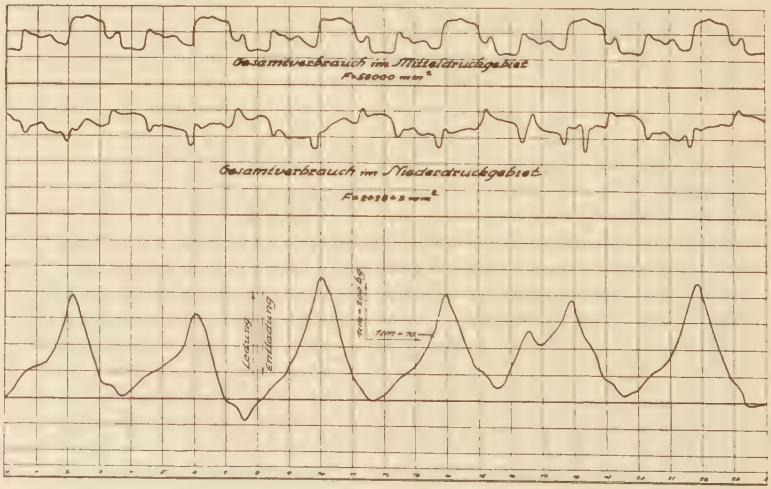
Gesamtdampfverbrauch im Niederdruckgebiet

Abb. 40



Entwicklung der Integralkurve

Abb. 41



VIII. Berechnung der Wärme- und Kraftkosten.

Um eine technische Bilanz zwischen der alten und neuen Anlage aufzustellen, ist es notwendig, eine genaue Wärme- und Kraftkosten-Berechnung vorzunehmen.

A. Alte Anlage.

Es wurden im Monat im kleinen Kesselhaus verheizt:

1. Staubkohle . . . . . 85.000 kg/Monat
2. Holzspäne 256.034 kg umgerechnet auf Kohle . . . . . 128.000 kg/Monat

Total . . . . . 213.000 kg/Monat

oder stündlich . . . . . **296 kg.**

Im großen Kesselhaus wurden erzeugt:
19,44 . 10^6 Cal. mit 3900 kg Kohle/Std.

Im kleinen Kesselhaus:
0,77 . 10^6 Cal. mit 296 kg Kohle/Std.

Totalerzeugung:

20,21 . 10^6 Cal. mit 4196 kg Kohle/Std.

Der mittlere Kohlenpreis betrug RM 1,95% kg. Die gesamten Kohlenkosten pro Stunde belaufen sich somit auf:

41,96 . 1,95 = 816 RM/Std.

Hieraus folgt der Kohlen-Wärme-Preis für:

10^5 Cal. zu 0,403 RM.

Die Messungen ergaben für die Krafterzeugung einen Wärmeverbrauch von 4,27 . 10^6 Cal. Nicht eingeschlossen wurde hierbei der effektive Verbrauch der Kesselspeisepumpen. Die Kosten für die Krafterzeugung betragen somit:

4,27 . 4,03 = 17,24 RM/Std.

Durch Umsetzung der Wärme von 4,27 . 10^6 Cal. wurde im Mittel eine Kraftenergie von 1.139,13 PS ab-

gegeben. Die Wärmekosten pro PSStd. an der Kurbelwelle der Maschine betragen somit:

$$\frac{17{,}24}{1.139{,}13} = \mathbf{0{,}0152\ RM}$$

Umgerechnet auf eine KWStd. ergibt dies:

$$0{,}0152 \,.\, 1{,}36 = \mathbf{0{,}027\ RM.}$$

B. Neu-Anlage.

Für die neue Kraftanlage ist die Aufstellung einer Anzapf-Gegendruck-Turbine projektiert und sind für die Berechnung der Wärme- und Kraft-Kosten die Dampfverhältnisse der Turbo nochmals kurz zusammengefaßt.

a) Dampfzustand:

1. Beim Eintritt in die Turbine . . . . . 35 atü
   Temperatur . . . . . 400 ° C
2. Bei der Anzapfstelle . . . . . 8 atü
3. Auf der Gegendruckseite . . . . . 3 atü

b) Dampfmengen:

1. An der Anzapfstelle . . . . . 13.500 kg/Std.
2. Auf der Gegendruckseite . . . . . 13.000 kg/Std.
   Klemmenleistung des Generators . . 2.100 kW

Es beträgt der Wärmeinhalt des Dampfes:

Am Einlaßventil	768,5 Cal.
An der Anzapfstelle	676,5 Cal.
Das Wärmegefälle für den H.-D.-Teil . . .	**92 Cal.**

Ferner

beim Eintritt in den N.-D.-Teil	676,5 Cal.
beim Austritt aus dem N.-D.-Teil	634,5 Cal.
Das Wärmegefälle für den N.-D.-Teil . .	**42 Cal.**

Für die Krafterzeugung wird an Totalwärme verbraucht:

1. Im H.-D.-Teil der Turbine	2,44 . 10^6 Cal.
2. Im N.-D.-Teil der Turbine	0,55 . 10^6 Cal.
Total	**2,99 . 10^6 Cal.**

In der neuen Kesselanlage wird später ausschließlich Staubkohle mit einem Wärmeinhalt von 6.230 Cal. verheizt werden. Der Preis dieser Kohle beträgt etwa RM 1,5% kg. Es stellt sich dann der Wärmepreis für Dampf 40 atü 400° C wie folgt:

$$\frac{6230}{768{,}5 - 100} \cdot 0{,}8 = 7{,}45 \text{ kg Dampf/kg Kohle.}$$

Hierbei wurde angenommen, daß die Speisewassertemperatur 100° C beträgt und die neue Kesselanlage mit einem Total-Wirkungsgrad von 0,8 arbeitet.

Die vom 1 kg Kohle erzeugte Dampfmenge beträgt für die neue Kesselanlage 7,45 . 768,5 = 5730 Cal.

Somit stellt sich der Wärmepreis für 10^5 Cal. zu:

$$\frac{10^5}{5730} \cdot 0{,}015 = \mathbf{0{,}261\ RM.}$$

Wie aus vorangegangener Rechnung zu ersehen ist, benötigt man für die Erzeugung von 2100 kWStd. 2,99 . 10^6 Cal.

Es ist somit der Wärmepreis pro kWStd.:

$$\frac{29{,}9 \cdot 10^5}{2100 \cdot 10^5} \cdot 0{,}261 = \mathbf{0{,}0037\ RM}$$

IX. Berechnung der Kosten für Amortisation, Verzinsung und Löhne.

Im vorangegangenen Abschnitt sind die Wärmekosten für Kraft und Dampf errechnet. Es soll nunmehr ebenfalls der Wert für Amortisation, Verzinsung und Löhne bestimmt werden.

A. Alte Anlage:

1. Kesselanlage und Gebäude.

Kesselhaus	23.750 RM
Bekohlungsanlage	4.040 RM
Kleines Kesselhaus	5.630 RM
Förderanlagen	440 RM
Schlackenanlage	1.000 RM
Schornsteine	17.350 RM
Schornsteinfundamente	6.250 RM
Schornstein für das kleine Kesselhaus	5.000 RM
Gebäudewert	**63.460 RM**
Verzinsung und Amortisation für Gebäude 15%	**9.500 RM**

2. Kessel- und Maschinenzubehör.

Kessel	472.000 RM
Bekohlung	12.150 RM
Förderanlage	6.730 RM
Schlackenanlage	5.010 RM
Gesamtwert	**495.880 RM**
Verzinsung und Amortisation für Kessel und Zubehör 20%	**99.400 RM**
Totalkosten für Amortisation und Verzinsung d. Kesselanlage pro Jahr	108.900 RM
umgerechnet pro Std.	12,55 RM

Von der Kesselanlage werden erzeugt 20,21 . 10^6 Cal. Somit ergeben sich die Kosten für Amortisation und Verzinsung von:

$$10^5 \text{ Cal. zu } \frac{12{,}55}{202{,}1} = \mathbf{0{,}062\ RM}$$

Die Personalkosten für 10^5 Cal. setzen sich wie folgt zusammen:

Insgesamt wurden für den Kesselbetrieb 91.000 RM gezahlt. Die Löhne pro Std. ergeben sich somit zu 10,60 RM. Auf 10^5 Cal. entfallen demnach:

$$\frac{10{,}60}{202{,}1} \textbf{ 0,0525 RM}$$

Die Amortisation und Verzinsung der Kraftanlage berechnet sich zu:

Gebäudewert	10.000 RM
Kraftmaschinen der Zentrale . .	128.500 RM
Kraftmaschinen in d. Zell. Masch. Abt.	13.100 RM
Kraftmaschinen in d. Verdampfstation	15.100 RM
Total	166.600 RM
Verzinsung u. Amortisation 20%	33.320 RM
Löhne f. Maschinenhaus u. Regie	47.600 RM
Betriebsmittel für Maschinenbetrieb	8.750 RM
Totalunkosten pro Jahr	89.670 RM
umgerechnet pro Stunde	**10,35 RM**

Von den Kraftmaschinen wurden im Mittel abgegeben 1.271,95 PS und betragen hiernach die Kosten für Amortisation, Verzinsung und Löhne pro PSStd.:

$$\frac{10{,}35}{1.272{,}95} = \textbf{0,0081 RM}$$

Zusammenstellung der Kosten für Amortisation, Verzinsung und Löhne in der alten Anlage.

1. Für 10^5 Cal.

a) Amortisation und Verzinsung . .	0,062 RM
b) Löhne	0,0525 RM
Total	**0,1145 RM**

2. Für 1 PS Std/kW Std.

Für die Aufstellung der Amortisation und Verzinsungskosten des Kraftbetriebes muß berücksichtigt werden, daß auf Konto Kraft ein Teil der Verzinsung und Amortisation der alten Kesselanlage geht. Dieser Anteil berechnet sich wie folgt:

Es wurden für den Kraftbetrieb $4{,}27 \cdot 10^6$ Cal. aufgewendet. Im Kesselhaus wurden im Mittel erzeugt $20{,}21 \cdot 10^6$ Cal. Die Gesamtkosten für Amortisation und Verzinsung, sowie Löhne der Kesselanlage betragen 23,15 RM/Std. Die anteiligen Gesamtkosten für Kraft pro Stunde betragen:

$$\frac{23{,}15 \cdot 4{,}27 \cdot 10^6}{20{,}21 \cdot 10^6} = 4{,}9 \text{ RM}$$

Umgerechnet auf die PS Std. bei einer mittleren Erzeugung von 1,271.95:

$$\frac{4{,}90}{1{,}271{,}95} = \mathbf{0{,}0039\ RM}$$

Hieraus folgen die Gesamtkosten für Amortisation, Verzinsung und Löhne pro PS Std.:

a) Kraftanlage	0,0081 RM
b) Anteil für Kesselanlage	0,0039 RM
Total	**0,012 RM**

umgerechnet pro kW Std.

$0{,}012 \cdot 1{,}36 =$ **0,0163 RM**

B. Neu-Anlage.

Berechnung der Kosten für Amortisation, Verzinsung und Löhne:

Kesselhaus	225.000 RM
Bekohlung und Entaschung . . .	68.800 RM
Schornstein	45.000 RM
Speisewasserreinigungsanlage .	25.000 RM
Total	363.800 RM
Verzinsung u. Amortisation 15%	**54.500 RM**

Hochdruckkessel samt Zubehör	500.000 RM
Umstellung der Garbe-Kessel	12.500 RM
Einmauerung der Kessel	119.000 RM
Rohrleitungen, Speisepumpen, Meßinstr.	125.000 RM
Dampfspeicher 200 m^3	65.000 RM
Total	821.500 RM
Amortisation u. Verzinsung 20%	**164.300 RM**
Totalkosten für Amortisation u. Verzinsung pro Jahr	218.800 RM
pro Stunde	25,20 RM

Von der Kesselanlage werden in 1 Std. 27.600 kg Dampf von 40 atü 400° C erzeugt. Der Wärmeinhalt für 1 kg Dampf beträgt 769 Cal. Somit ist die von dem Kesselhaus abgegebene Gesamtwärme bei Normalbetrieb

$$27.600 \cdot 769 = 21{,}2 \cdot 10^6 \text{ Cal.}$$

Die Kosten für Amortisation und Verzinsung für 10^5 Cal. betragen:

$$\frac{25{,}2}{212} = \mathbf{0{,}119\ RM}$$

Personalkosten.

3 Heizer à 0.80 RM	2.40	RM
3 Hilfsheizer à 0.60 RM	1.80	RM
1 Oberheizer	1.00	RM
5 Mann à 0.60 RM	3.00	RM
Total	8.20	RM
pro Tag	65.60	RM
pro Betriebsstunde	**2.73**	**RM**
umgerechnet auf 10^5 Cal.	**0.013**	**RM**

Die Amortisation und Verzinsung der Kraft-Anlage.

Turbogruppe	174.500 RM
Schaltanlage und Elektrokessel	41.200 RM
Motoren (1 install. Mot. PS einschl. Kabel und Schaltgeräte 100 RM	100.000 RM
Total investiertes Kapital für Masch.	315.700 RM

Amortisation und Verzinsung 20% . .	63.140 RM
Maschinenhalle einschl. Kran	140.000 RM
Totalkosten für Amortisation und Verzinsung pro Jahr	161.000 RM
pro Stunde	**9,72 RM**

Personalkosten.

3 Turbinenwärter à 0,90 RM . . .	2.70 RM
5 Mann à 0.60 RM	3.00 RM
Total	5.70 RM
pro Tag	45.60 RM
pro Betriebsstunde	1.90 RM
Gesamtkosten der Kraftanlage für Amortisation, Verzinsung und Löhne . . .	**11,62 RM**
Erzeugt werden pro Stunde 2100 kW Std.	
Kosten pro kW Std	**0,0053 RM**
Kosten pro PS Std.	**0,0041 RM**

X. Vergleich der Wärme- und Kraftkosten in der alten und neuen Anlage.

a) Kosten für 10^5 Cal.

	Alte Anlage	Neue Anlage
1. Kohle	0,403 RM	0,261 RM
2. Amortisation u. Verzinsg.	0,062 RM	0,119 RM
3. Löhne	0,053 RM	0,113 RM
Total	**0,518 RM**	**0,393 RM**

b) Kraft für 1 kW Std.

1. Kohle	0,027 RM	0,004 RM
2. Amortisation, Verz., Löhne	0,016 RM	0,005 RM
Total	**0,043 RM**	**0,009 RM**

Vergleich der Betrieskosten pro Betriebsjahr.

In der alten Anlage wurden pro Stunde erzeugt:
29.703 kg Dampf = 20,21 . 10^6 Cal. entsprechend:
0,518 . 202,1 = 102,50 RM pro Stunde.

In der Neu-Anlage:
27.600 kg Dampf = 21,2 . 10^6 Cal. entsprechend:
0,393 . 212 = 83,20 RM pro Stunde.

An Kraft wurden in der alten Anlage pro Stunde abgegeben:
1.271,95 PS Std. = 936 kW Std. entsprechend
0,043 . 936 = 40,20 RM

In der neuen Anlage:
0,009 . 936 = 8,4 RM

Außerdem benötigte man in der alten Anlage pro Jahr etwa für 68.500 RM Fremdstrom. Dies entspricht bei 360 Betriebstagen 190 RM pro Tag oder 7.93 RM pro Stunde.

In der neuen Anlage erhält man eine Ueberschuß-Energie von 2.100 — 936 = 1.164 kW entsprechend.
1.164 . 0,009 = 10,50 RM pro Stunde.

Es ist zunächst angenommen, daß die abfallende elektrische Energie in einem Elektrokessel in Wärme umgewandelt wird.

Man hätte also den Preis für die Abfallenergie zum Dampfpreis der Fabrik hinzuzuschlagen. Ferner ist der Kraftverbrauch trotz Abschaltung der Ueberlandzentrale mit dem gleichen Werte der alten Anlage eingesetzt. Dies geschah mit Rücksicht auf den hohen Wirkungsgrad der neuen Kraftanlage.

Zum Schluß werden nun noch die Kraft- und Dampfkosten eines Betriebstages miteinander verglichen und auf die Herstellungskosten 1 Tonne Zellulose bezogen.

Der Vergleich für einen Betriebstag ergibt:

	Alte Anlage	Neue Anlage
Dampfkosten	2.460 RM	2.000 RM
Kraftkosten	965 RM	202 RM
Total	**3.425 RM**	**2.202 RM**

Es werden demnach pro Jahr rund 406.000 RM mit der neuen Anlage gespart. Werden die obigen Tageskosten auf die Zellstoffproduktion bezogen, so stellt sich der Vergleich:

	Alte Anlage	Neue Anlage
Produktion einschl. Lomps	60 t	90 t
Totale Betriebskosten für Wärme und Kraft . . .	3.425 RM	2.202 RM
Kosten pro Tonne Zellstoff	**57 RM**	**24 RM**

Aus dem vorangegangenen ist zu ersehen, daß sich die gesamte Anlage vollkommen innerhalb von 4 Jahren bezahlt macht und es sich somit lohnt, die Rekonstruktion und Modernisierung des Werkes durchzuführen

Lebenslauf.

Geboren am 29. Jänner 1899 zu Bad Oldesloe als Sohn des Stadtbaumeisters Otto Schröder. Daselbst besuchte ich die Oberrealschule. Von 1917 bis zum Schluß des Weltkrieges leistete ich Militärdienst und begann im Jahre 1919 nach meiner Militärentlassung das Studium als Elektro-Ing. an der Technischen Hochschule Hannover, welches ich 1922 mit der Abschluß-Prüfung als Dipl.-Ing. an der Technischen Hochschule Danzing beendete.

Bis zum Jahre 1924 war ich als Projektierungs- und Montage-Ing. bei der Firma Brown-Boveri in Hamburg tätig. Von hier ging ich als Montage-Ing. nach Süd-Amerika zu „The Lautaro Nitrate Comp." in Antofagasta Chile. Nach Beendigung meines Kontraktes machte ich 1926 eine Studienreise durch die Maschinenindustrie der USA. und trat nach meiner Rückkehr in die Uebersee-Abtlg. der A. E. G. Berlin ein.

Von der A. E. G. wurde ich als Rekonstruktions-Ing. an den Prager Neusiedler Papier- und Zellulose-Konzern empfohlen, für den ich heute tätig bin.